

**INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
JURUSAN TEKNIK KIMIA**



**PRA DESAIN PABRIK  
“PEMBANGKIT ENERGI BERBAHAN BAKAR BAGASSE”**

**Disusun Oleh :**

**Choirul firdaus**  
**NRP. 0221174600001**

**Ihsan Adi Nugroho**  
**NRP. 0221174600006**

**Pembimbing:**  
**Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng**  
**NIP. 195209161980031002**  
**Dr. Tantular Nurtono, ST., M.Eng**  
**NIP. 197205201997021001**

**LABORATORIUM MEKANIKA FLUIDA DAN PENCAMPURAN  
SURABAYA  
2019**

## LEMBAR PENGESAHAN

### “PRA DESAIN PABRIK PEMBANGKIT ENERGI BERBAHAN BAKAR BAGASSE”

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia pada Program Studi S-1 Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Oleh :

**Choirul Firdaus**

**0221174600001**

**Ihsan Adi Nugroho**

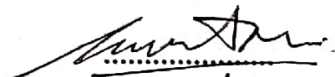
**0221174600006**

Disetujui Oleh Tim Penguji Tugas Pra Desain Pabrik :

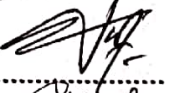
1. Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M. Eng

 (Pembimbing I)

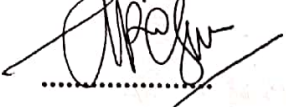
2. Dr. Tantular Nurtono, S.T., M. Eng

 (Pembimbing II)

3. Dr. Ir. Susianto, DEA

 (Penguji I)

4. Dr. Kusdianto, S.T., M.Sc.Eng

 (Penguji II)



## INTISARI

Di tengah arus globalisasi yang kuat ini, industri gula dituntut untuk lebih kompetitif menghadapi persaingan yang semakin ketat. Dampak arus global tersebut sangat dirasakan industri gula nasional beberapa tahun lalu ketika import gula menurunkan harga jual gula domestik dan menurunkan minat petani menanam tebu. Walaupun saat ini harga gula cukup baik, namun ancaman pasar bebas masih tidak bisa diabaikan. Tekanan lainnya saat ini adalah krisis energi yang melanda dunia. Kenaikan harga BBM yang cukup besar menambah beban pabrik gula yang menggunakan BBM sebagai tambahan bahan bakar. Meningkatnya harga BBM mempengaruhi daya saing pabrik gula. Dengan kondisi tersebut, penghematan energi dan perhatian pada konservasi energi menjadi penting untuk dilakukan.

Dalam industri tebu, selain dihasilkan gula sebagai produk utama, juga dihasilkan produk samping berupa ampas tebu (*bagasse*) yang selama ini belum dimanfaatkan secara optimal. Ampas tebu (*bagasse*) adalah suatu residu dari proses penggilingan tanaman tebu (*Saccharum officinarum*) setelah diekstrak atau dikeluarkan niranya pada Industri pemurnian gula sehingga diperoleh hasil samping sejumlah besar produk limbah berserat.

Selama ini tanaman tebu di Indonesia digunakan sebagai bahan baku pembuatan gula oleh Pabrik Gula. Sisa-sisa penggilingan berupa ampas tebu biasanya kurang dimanfaatkan secara maksimal. Produk samping ampas tebu ini merupakan biomassa yang mempunyai potensi pemanfaatan yang besar untuk dikonversi menjadi energi sehingga industri gula mampu menjadi industri yang memasok energinya sendiri (*self-sufficiency energy*).

Oleh karena itu, dengan potensi yang dimiliki, maka pendirian Pabrik Energi dari Bagasse yang terintegrasi dengan Pabrik Gula adalah salah satu solusinya. Penerapan industri tebu terintegrasi mempunyai dampak positif yang besar bukan saja terhadap lingkungan, namun juga terhadap perekonomian nasional, penciptaan kesempatan kerja, dan mendukung ketahanan pangan dan energi. Untuk itu, diperlukan komitmen semua pihak, termasuk juga keseriusan dukungan pemerintah.

Ampas tebu merupakan sumber energi yang terbarukan dan tersedia cukup besar. Untuk PG yang efisien, yaitu dengan instalasi yang seimbang, menggunakan peralatan yang efisien, dengan kapasitas dan kualitas tebu giling yang memadai. Kebutuhan energi untuk produksi gula kristal putih dapat dipenuhi dengan sebagian ampas dari gilingan akhir dan diperoleh kelebihan ampas yang dapat dijual sebagai bahan baku industri kertas, jamur,

kompos atau dijual dalam bentuk tenaga listrik. Pemanfaatan energi di PG dapat berlangsung efisien karena melalui sistem pembangkitan ganda atau yang populer disebut dengan system *cogeneration*, dimana uap yang diproduksi dari ketel pembakaran ampas digunakan untuk turbin penggerak generator listrik, yang secara simultan dihasilkan uap bekas untuk proses pemanasan nira, penguapan nira pada evaporator dan kristalisasi pada *vacuum pan*. Bersamaan dengan penerapan sistem *bleeding* di evaporator, dan digunakan uap nira untuk proses pemanasan dan kristalisasi, maka PG dapat memperoleh lebih ampas hingga 30 %.

Pabrik Energi dari Bagasse ini rencananya akan dibangun di Kelurahan Gempolkrep, Kecamatan Gedeg, Kabupaten Mojokerto, Jawa Timur dengan pertimbangan dekat dengan sumber bahan baku. Bahan baku berupa ampas tebu diambil dari Pabrik Gula Gempolkrep di Kecamatan Gedeg, Kabupaten Mojokerto. Penyediaan utilitas mudah, sumber listrik untuk *start up* di suplai dari PLN dan kebutuhan air disuplai dari air Sungai Brantas yang terlebih dahulu diproses di Unit Pengolahan air agar layak pakai. Kabupaten Mojokerto memiliki UMK yaitu sebesar Rp 3.565.660,82 pada tahun 2018 dengan angka pengangguran di Kabupaten Mojokerto masih cukup tinggi yaitu sebesar 275.124 jiwa pada tahun 2015.

Pabrik Pembangkit Energi dari Bagasse dibangun pada tahun 2021 dan akan mulai beroperasi pada tahun 2023. Pabrik direncanakan beroperasi secara kontinyu 24 jam selama 300 hari pertahun operasi dengan perencanaan kapasitas 233.280 ton *bagasse/on season* dan 155.520 ton *bagasse/off season* untuk memproduksi 132,481 MWh listrik pada saat *on season* dan *off season* serta 269 ton *steam /on season* untuk memenuhi kebutuhan energi listrik dan *steam* pabrik gula.

Proses awal Pabrik Pembangkit Energi dari Bagasse ini dimulai dengan pengecilan ukuran bagasse sehingga dapat lebih mudah dikeringkan di unit pengeringan karena luas permukaannya lebih besar. Mula-mula tebu yang berbentuk balok-balok besar dengan ukuran 30 x 30 x 60 cm dari gudang penyimpanan (F-110) dibawa ke *Rotary Cutter* (C-120) dengan menggunakan *Belt Conveyor* (J-111). Di *Rotary Cutter*, ukuran ampas tebu diperkecil sehingga ukuran rata-ratanya menjadi 5 mm. Lalu dari *Rotary Cutter* ampas tebu yang telah diperkecil ukurannya di bawa melalui *Screw Conveyor* (J-121) ke *Fluidized Bed Dryer* (B-130) untuk dikeringkan. Kandungan air dalam bagasse sebelum memasuki *fluidized bed dryer* adalah sekitar 50%. Setelah melalui tahap pengeringan dengan menggunakan udara proses, kandungan air dalam *bagasse* berkurang menjadi 5 %. Ampas tebu yang terbawa pada udara proses akan masuk ke dalam *Cyclone* (H-132), dan *bagasse*

yang terbawa akan terbuang dari *cyclone* dan menuju *gasifier* bersama ampas tebu kering lainnya.

Ampas tebu yang telah kering kemudian dialirkan menuju *Circulating Fluidized Bed Gasifier* (R-210). Proses gasifikasi berlangsung pada suhu 900°C hingga 1300°C. *Syn gas* yang dihasilkan oleh *Circulating Fluidized Bed Gasifier* (R-210) kemudian didinginkan melalui *Syn Gas Cooler* (E-212) dengan menggunakan udara dari suhu 928°C menjadi 600°C. Kemudian didinginkan kembali melalui *Syn Gas Cooler* (E-213) dengan menggunakan air dari suhu 600°C menjadi 300°C. *Syn gas* yang telah didinginkan kemudian dialirkan menuju *Wet Electrostatic Precipitator* (H-220). *Wet Electrostatic Precipitator* berfungsi untuk menangkap tar dan partikel lain yang ada dalam aliran gas dari hasil proses gasifikasi. *Syn gas* yang sudah tidak mengandung tar akan dialirkan menuju *Combustion Chamber* (R-321). *Combustion Chamber* (R-321) berfungsi untuk mengubah *syn gas* menjadi *flue gas*. *Combustion chamber* merupakan sebuah komponen dari *gas turbine generator* di mana pembakaran terjadi. Kombustor ini juga dikenal sebagai ruang pembakaran. Di area ini, dilakukan injeksi *syn gas* diikuti dengan proses pembakaran *syn gas* di dalam udara. Proses pembakaran di dalam *chamber* tidak akan meningkatkan tekanan udara, karena peningkatan volume udara akibat pemanasan cepat mengakibatkan udara berekspansi ke sisi turbin. Sedangkan kenaikan suhu udara hasil pembakaran, mengindikasikan kandungan energi dalam udara (entalpi) yang naik pula. Energi ini akan dikonversikan menjadi tenaga putaran poros oleh turbin gas. *Flue gas* hasil pembakaran *Combustion Chamber* (R-321) kemudian dialirkan menuju *Gas Turbine Generator* (N-320). *Gas Turbine Generator* (N-320) berfungsi untuk mengkonversi *flue gas* menjadi energi listrik. Listrik yang dihasilkan oleh *gas turbine generator* pada saat *on season* dan *off season* adalah sebesar 132,481 MWh.

Air proses yang sudah didemineralisasi dialirkan menuju HRSG (E-330) dengan laju 269.280 kg/jam dan tekanan 168 bar kemudian dipanaskan dalam *economizer*. Di dalam *economizer*, air dipanaskan menggunakan *flue gas* dengan suhu 689 °C sehingga suhu air naik dari 30°C menjadi 180°C. *Flue gas* ini merupakan *flue gas* sisa dari *Gas Turbine Generator* (N-320). Kemudian air mengalir menuju *evaporator*. *Evaporator* berfungsi untuk memanaskan air menjadi *saturated steam* dari suhu 180°C menjadi 352°C dengan *flue gas* bersuhu 689°C. *Saturated steam* selanjutnya dipanaskan kembali hingga mencapai titik lewat jenuhnya yaitu menjadi *superheated steam* melalui *superheater*.

*Superheated steam* yang dihasilkan kemudian digunakan sebagai pembangkit listrik menggunakan *Steam Turbine Generator* (N-330). Listrik yang dihasilkan melalui penggunaan STG sebesar 86 MW. STG memanfaatkan panas dari *superheated steam* yang diubah ke energi kinetik melalui nozel dan kemudian ke energi mekanik melalui *rotating blades*. *Steam* kemudian mengalami ekspansi dan menyebabkan suhu dan tekanannya menjadi turun dan berubah menjadi uap jenuh (*saturated steam*) dengan suhu 133,53°C dan tekanan 3 bar.

Setelah memutar turbin, *saturated steam* selanjutnya dialirkan ke proses pengolahan gula (269.280 kg/jam) pada saat *on season*, yaitu saat adanya penggilingan di pabrik gula. Sementara pada saat *off season*, *saturated steam* akan dialirkan menuju kondenser dan selanjutnya kondensat dialirkan kembali menuju HRSG untuk digunakan kembali sebagai air proses.

Dari perhitungan analisa ekonomi, *Internal Rate Return* (IRR) yang diperoleh sebesar 22,35% dimana dengan IRR tersebut mengindikasikan bahwa layak untuk didirikan dengan suku bunga sebesar 13 % dan diperoleh *Pay Out Time* (POT) sebesar 4,13 tahun. Perhitungan analisa ekonomi didasarkan pada *discounted cash flow*. Modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik sebesar Rp 2.087.108.618.344. Sedangkan *Break Even Point* (BEP) yang diperoleh sebesar 28%. Dilakukan juga perhitungan NPV (*Net Present Value*), dimana diperoleh nilai Rp 1.059.533.624.833.41 Harga *Net Present Value* yang diperoleh bernilai positif (NPV > 0). Hal ini menunjukkan bahwa proyek akan menambah nilai bagi perusahaan sehingga proyek pembangunan pabrik ini layak untuk dilaksanakan.

## KATA PENGANTAR

Puji syukur kami panjatkan kepada Tuhan Yang Maha Esa, atas limpahan rahmat dan karunia-Nya, kami dapat menyelesaikan "PRA DESAIN PABRIK PEMBANGKIT ENERGI BERBAHAN BAKAR BAGASSE".

Tugas desain pabrik merupakan salah satu persyaratan guna memperoleh gelar kesarjanaan di Departemen Teknik Kimia FTI ITS. Tugas pradesain pabrik ini kami susun berdasarkan aplikasi ilmu pengetahuan yang terdapat dalam literatur buku maupun data internet, khususnya di Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran Teknik Kimia FTI-ITS. Selama penyusunan laporan ini, kami banyak sekali mendapat bimbingan, dorongan, serta bantuan dari banyak pihak. Untuk itu, kami ingin mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Bapak Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng, selaku Dosen Pembimbing dan Kepala Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
2. Bapak Dr. Tantular Nurtono, ST.,M.Eng selaku Dosen Pembimbing atas bimbingan dan saran yang telah diberikan..
3. Bapak dan Ibu Dosen Pengajar serta seluruh karyawan Departemen Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya.
4. Kedua orang tua kami yang selalu memberikan dukungan dan do'a.
5. Teman-teman di Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran yang telah memberikan saran dan turut membantu kami.
6. Seluruh pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu persatu, yang turut membantu kami.

Kami menyadari masih banyak hal yang perlu diperbaiki dalam Tugas Pra Desain Pabrik ini. Saran dan kritik yang membangun sangat kami harapkan.

Surabaya, 21 Agustus 2019

Penyusun

## DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL .....	i
LEMBAR PENGESAHAN .....	ii
INTISARI .....	iv
KATA PENGANTAR .....	vii
DAFTAR ISI .....	viii
DAFTAR GAMBAR .....	x
DAFTAR TABEL .....	xi
BAB I LATAR BELAKANG .....	I-1
BAB II BASIS DESAIN DATA.....	II-1
II.1 Kapasitas .....	II-1
II.2 Lokasi .....	II-2
II.3 Spesifikasi Bahan Baku.....	II-3
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES.....	III-1
III.1 Tipe-Tipe Proses .....	III-1
III.2 Seleksi Proses .....	III-9
III.3 Potensi dan Spesifikasi Bahan Baku .....	III-12
III.4 Basis Perhitungan.....	III-13
III.5 Basis Desain Data.....	III-14
III.6 Uraian Proses.....	III-14
BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI .....	IV-1
IV.A Neraca Massa .....	IV-1
IV.B Neraca Energi.....	IV-51
BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN.....	V-1
V.1 Daftar Alat.....	V-1
V.2 Harga Alat .....	V-21
BAB VI ANALISA EKONOMI .....	VI-1
VI.1 Pengolahan Sumber Daya .....	VI-1
VI.2 Sistem Utilitas .....	VI-13
VI.3 Analisa Ekonomi.....	VI-14
BAB VII KESIMPULAN.....	VII-1
DAFTAR PUSTAKA .....	xiv



APPENDIKS A PERHITUNGAN NERACA MASSA .....	A-1
APPENDIKS B PERHITUNGAN NERACA ENERGI .....	B-1
APPENDIKS C PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT .....	C-1
APPENDIKS D PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI .....	D-1
LAMPIRAN	

## DAFTAR GAMBAR

Gambar III.1 Alur proses pembangkit energi dari ampas tebu.....	III-1
Gambar III.2 Contoh metode pembakaran langsung .....	III-2
Gambar III.3 Perbandingan fire-tube dan water-tube boiler.....	III-3
Gambar III.4 AFBC .....	III-5
Gambar III.5 PFBC .....	III-6
Gambar III.6 Bubbling Fluidizing Bed dan Kanan Circulating Fluidizing Bed.....	III-7
Gambar III.7 Fluidized Bed Dryer.....	III-17
Gambar III.8 Blok Diagram Proses Pabrik Pembangkit Energi dari Ampas Tebu On Season .....	III-22
Gambar III.9 Blok Diagram Proses Pabrik Pembangkit Energi dari Ampas Tebu Off Season .....	III-23

## DAFTAR TABEL

Tabel II.1	Kebutuhan Steam Pabrik Gula .....	II-1
Tabel II.2	Komposisi Kimia Ampas Tebu .....	II-4
Tabel II-3	Komposisi Kimia Ampas Tebu Dry Basis .....	II-5
Tabel II-4	Hasil rata-rata Analisis Ampas Tebu .....	II-5
Tabel II-5	Hasil Rata-rata dari Ultimate Analisis Ampas Tebu.....	II-6
Tabel III.1	Ringkasan Teknologi Konversi Biomassa .....	III-9
Tabel III.2	Pembobotan Proses Teknologi Konversi Biomassa .....	III-10
Tabel III.3	Komposisi Kimia Ampas Tebu .....	III-13
Tabel III.4	Heuristik Uraian Proses .....	III-15
Neraca Massa On Season		
Tabel IV.1	Neraca Massa <i>Rotary Cutter</i> .....	IV-2
Tabel IV.2	Neraca Massa <i>Fluidized Bed Dryer</i> Arus Masuk.....	IV-3
Tabel IV.3	Neraca Massa <i>Fluidized Bed Dryer</i> Arus Keluar.....	IV-3
Tabel IV.4	Neraca Massa <i>Cyclone</i> .....	IV-4
Tabel IV.5	Neraca Massa <i>Gasifier</i> Arus Masuk .....	IV-5
Tabel IV.6	Neraca Massa <i>Gasifier</i> Arus Keluar.....	IV-5
Tabel IV.7	Neraca Massa <i>Syngas Cooler</i> Arus Masuk .....	IV-6
Tabel IV.8	Neraca Massa <i>Syngas Cooler</i> Arus Keluar .....	IV-7
Tabel IV.9	Neraca Massa <i>Syngas Cooler</i> Arus Masuk .....	IV-8
Tabel IV.10	Neraca Massa <i>Syngas Cooler</i> Arus Keluar .....	IV-8
Tabel IV.11	Neraca Massa <i>Wet Electrostatic Precipitator</i> Arus Masuk .....	IV-9
Tabel IV.12	Neraca Massa <i>Wet Electrostatic Precipitator</i> Arus Keluar .....	IV-10
Tabel IV.13	Neraca Massa <i>Combustion Chamber</i> .....	IV-11
Tabel IV.14	Neraca Massa <i>Gas Turbine</i> .....	IV-12
Tabel IV.15	Neraca Massa <i>HRSG</i> Keluar .....	IV-14
Tabel IV.16	Neraca Massa <i>Steam Turbine</i> .....	IV-15
Tabel IV.17	Neraca Massa <i>Splitter</i> .....	IV-16
Tabel IV.18	Neraca Massa Reaktor <i>Carbon Filter</i> / Unit <i>Demin Water</i> .....	IV-17
Tabel IV.19	Neraca Massa Reaktor <i>Cation Exchanger</i> / Unit <i>Demin Water</i> .....	IV-18
Tabel IV.20	Neraca Massa <i>Anion Exchanger</i> / Unit <i>Demin Water</i> .....	IV-19
Tabel IV.21	Neraca Massa <i>Dearator</i> Arus Masuk .....	IV-20

Tabel IV.22	Neraca Massa <i>Dearator Arus Keluar</i> .....	IV-21
Tabel IV.23	Neraca Massa Tangki <i>Dearator</i> .....	IV-22
Tabel IV.24	Neraca Massa Splitter .....	IV-23
Tabel IV.25	Neraca Massa Splitter .....	IV-24
Neraca Massa Off Season		
Tabel IV.26	Neraca Massa <i>Rotary Cutter</i> .....	IV-25
Tabel IV.27	Neraca Massa <i>Fluidized Bed Dryer</i> Arus Masuk.....	IV-26
Tabel IV.28	Neraca Massa <i>Fluidized Bed Dryer</i> Arus Keluar.....	IV-27
Tabel IV.29	Neraca Massa <i>Cyclone</i> .....	IV-28
Tabel IV.30	Neraca Massa <i>Gasifier</i> Arus Masuk .....	IV-29
Tabel IV.31	Neraca Massa <i>Gasifier</i> Arus Keluar.....	IV-29
Tabel IV.32	Neraca Massa <i>Syngas Cooler</i> Arus Masuk.....	IV-30
Tabel IV.33	Neraca Massa <i>Syngas Cooler</i> Arus Keluar .....	IV-31
Tabel IV.34	Neraca Massa <i>Syngas Cooler</i> Arus Masuk .....	IV-32
Tabel IV.35	Neraca Massa <i>Syngas Cooler</i> Arus Keluar .....	IV-32
Tabel IV.36	Neraca Massa <i>Wet Electrostatic Precipitator</i> Arus Masuk .....	IV-33
Tabel IV.37	Neraca Massa <i>Wet Electrostatic Precipitator</i> Arus Keluar .....	IV-34
Tabel IV.38	Neraca Massa <i>Combustion Chamber</i> .....	IV-35
Tabel IV.39	Neraca Massa <i>Gas Turbine</i> .....	IV-36
Tabel IV.40	Neraca Massa <i>HRSG</i> Keluar .....	IV-37
Tabel IV.41	Neraca Massa <i>Steam Turbine</i> .....	IV-38
Tabel IV.42	Neraca Massa Splitter .....	IV-39
Tabel IV.43	Neraca Massa Reaktor <i>Carbon Filter / Unit Demin Water</i> .....	IV-40
Tabel IV.44	Neraca Massa Reaktor <i>Cation Exchanger / Unit Demin Water</i> .....	IV-41
Tabel IV.45	Neraca Massa <i>Anion Exchanger / Unit Demin Water</i> .....	IV-42
Tabel IV.46	Neraca Massa <i>Dearator Arus Masuk</i> .....	IV-43
Tabel IV.47	Neraca Massa <i>Dearator Arus Keluar</i> .....	IV-44
Tabel IV.48	Neraca Massa Tangki <i>Dearator</i> .....	IV-45
Tabel IV.49	Neraca Massa Splitter .....	IV-46
Tabel IV.50	Neraca Massa Splitter .....	IV-48
Tabel IV.51	Neraca Massa Condensor Arus Masuk .....	IV-49
Tabel IV.52	Neraca Massa Condensor Arus Keluar .....	IV-50
Neraca Energi On Season		
Tabel IV.53	Neraca Energi <i>Fluidized Bed Dryer</i> .....	IV-51

Tabel IV.54	Neraca Energi Compressor .....	IV-52
Tabel IV.55	Neraca Energi Gassifier .....	IV-53
Tabel IV.56	Neraca Energi Syngas Cooler .....	IV-54
Tabel IV.58	Neraca Energi Wet Electrostatic Precipitator .....	IV-55
Tabel IV.59	Neraca Energi Compressor .....	IV-56
Tabel IV.60	Neraca Energi Combustion Chamber.....	IV-57
Tabel IV.61	Neraca Energi Superheater.....	IV-58
Tabel IV.63	Neraca Energi Evaporator .....	IV-59
Tabel IV.64	Neraca Energi Economizer .....	IV-60
Tabel IV.65	Neraca Energi Steam Turbin.....	IV-60
Tabel IV.66	Neraca Energi Deaerator .....	IV-61
Neraca Energi Off Season		
Tabel IV.67	Neraca Energi Fluidized Bed Dryer .....	IV-62
Tabel IV.68	Neraca Energi Compressor .....	IV-63
Tabel IV.69	Neraca Energi Gassifier .....	IV-64
Tabel IV.70	Neraca Energi Syngas Cooler .....	IV-65
Tabel IV.72	Neraca Energi Syngas Cooler .....	IV-65
Tabel IV.73	Neraca Energi Wet Electrostatic Precipitator .....	IV-66
Tabel IV.74	Neraca Energi Compressor .....	IV-67
Tabel IV.75	Neraca Energi Combustion Chamber.....	IV-68
Tabel IV.76	Neraca Energi Superheater.....	IV-69
Tabel IV.77	Neraca Energi Evaporator .....	IV-70
Tabel IV.78	Neraca Energi Economizer .....	IV-71
Tabel IV.79	Neraca Energi Steam Turbin.....	IV-71
Tabel IV.80	Neraca Energi Deaerator .....	IV-72
Tabel IV.81	Neraca Energi Condensor .....	IV-73
Tabel V.1	Spesifikasi Gudang Penyimpanan <i>Bagasse</i> .....	V-1
Tabel V.2	Spesifikasi <i>Belt Conveyor 1</i> .....	V-1
Tabel V.3	<i>Spesifikasi Rotary Cutter</i> .....	V-2
Tabel V.4	Spesifikasi <i>Screw Conveyor 1</i> .....	V-2
Tabel V.5	Spesifikasi <i>Fluidized Bed Dryer</i> .....	V-3
Tabel V.6	Spesifikasi <i>Screw Conveyor 2</i> .....	V-4
Tabel V.7	Spesifikasi <i>Cyclone</i> .....	V-4
Tabel V.8	Spesifikasi <i>Circulating Fluidized Bed Gasifier</i> .....	V-4

Tabel V.9	Spesifikasi <i>Belt Conveyor 2</i> .....	V-5
Tabel V.10	Spesifikasi Tangki Reaktor <i>Carbon Filter</i> (Unit Demin) .....	V-6
Tabel V.11	Spesifikasi Tangki Reaktor <i>Cation Exchanger</i> (Unit Demin) .....	V-7
Tabel V.12	Spesifikasi Tangki Reaktor <i>Anion Exchanger</i> (Unit Demin).....	V-8
Tabel V.13	Spesifikasi <i>Wet Electrostatic Precipitator</i> .....	V-10
Tabel V.14	Spesifikasi <i>Compressor</i> .....	V-10
Tabel V.15	Spesifikasi <i>Steam Turbine</i> .....	V-11
Tabel V.16	<i>Spesifikasi Pompa Steam Condensate</i> .....	V-12
Tabel V.17	Spesifikasi Pompa <i>Cooling Water</i> .....	V-13
Tabel V.18	Spesifikasi Kondenser.....	V-14
Tabel V.19	Spesifikasi Pompa <i>Demin Water</i> .....	V-14
Tabel V.20	Spesifikasi <i>Gas Turbine</i> .....	V-15
Tabel V.21	Spesifikasi Heat Recovery Steam Generator (HRSG).....	V-16
Tabel V.22	Spesifikasi <i>Syngas Cooler</i> .....	V-18
Tabel V.23	Spesifikasi <i>Syngas Cooler</i> .....	V-19
Tabel V.24	Spesifikasi <i>Compressor</i> .....	V-20
Tabel V.25	Spesifikasi <i>Combustion Chamber</i> .....	V-20
Tabel VI.1	Daftar Kebutuhan Karyawan Pabrik Energi dari Bagasse .....	VI-1
Tabel VI.1	<i>Production Unit Schedule</i> .....	VI-2

# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **I.1 Latar Belakang**

Energi merupakan suatu kebutuhan pokok yang tak terpisahkan dari manusia. Hampir semua sektor dalam kehidupan ini membutuhkan energi untuk mencukupi kebutuhan – kebutuhan manusia. Sedangkan seiring berjalanya waktu sumber energi konvensional seperti minyak bumi dan batubara semakin menipis, seperti yang kita tahu bahwa sumber - sumber energi konvensional tersebut merupakan sumber energi yang tidak dapat terbarukan. Artinya sumber energi seperti ini suatu saat akan habis. Dengan kondisi seperti itu kita harus bisa menggunakan energi dengan bijaksana, produktif, dan efisien. Selain itu kita juga dituntut untuk dapat menciptakan dan menggunakan sumber energi yang dapat diperbarui. Namun permasalahan saat ini adalah sumber energi pengganti masih belum membuahkan hasil optimal untuk digunakan secara komersial. Dilain sisi harga untuk sumber energi dalam negeri menunjukkan trend yang terus meningkat, hal tersebut dikarenakan kenaikan harga minyak dunia yang semakin meningkat dan berimbas pada kenaikan harga energi dalam negeri, ditambah menipisnya cadangan minyak nasional (Raharjo, M. A., & Riadi, S., 2016).

Menurut Kementrian Energi dan Sumber Daya Mineral (2016), perkembangan zaman yang diiringi dengan pertambahan jumlah populasi dunia, membuat penggunaan energi juga semakin bertambah. Terlebih dengan adanya revolusi industri yang memicu pertumbuhan industri di segala sektor, membuat penggunaan energi juga semakin bertambah.

Dalam supply energi dunia biogas dapat memenuhi kebutuhan energy sebesar 15%. Pada negara industry bahan bakar biomas hanya menyuplai 3% dari kebutuhan energy tidak seperti negara berkembang yang bisa sampai 35%. Dikarenakan kesadaran terhadap lingkungan penggunaan dalam pengembangan penggunaan bahan bakar biomass tidak hanya berkonsentrasi dalam proses pembangkitan listrik biasa tapi juga harus mengembangkan efisiensi untuk mengurangi dampak terhadap lingkungan dengan menurunkan biaya dan resiko.

Dalam industri tebu, selain dihasilkan gula sebagai produk utama, juga dihasilkan produk samping berupa tetes tebu (*molasses*) dan ampas tebu (*bagasse*) serta limbah buangan berupa daun tebu kering, pucuk tebu, sogolan, blotong, abu, dan limbah cair yang

selama ini belum dimanfaatkan secara optimal. Produk samping dan limbah buangan dari industri tebu mempunyai potensi pemanfaatan yang besar untuk dijadikan berbagai produk yang bernilai tinggi, sehingga penerapan industri tebu terpadu mempunyai dampak positif yang besar bukan saja terhadap lingkungan, namun juga terhadap perekonomian nasional, penciptaan kesempatan kerja, dan mendukung ketahanan pangan dan energi. Untuk itu, diperlukan komitmen semua pihak, termasuk juga keseriusan dukungan pemerintah (Ariningsih, 2014).

Ampas tebu merupakan produk samping yang dihasilkan dalam proses pengolahan tebu menjadi gula, yang merupakan residu dari proses penggilingan tanaman tebu setelah diekstrak atau dikeluarkan niranya. Ampas tebu merupakan produk limbah berserat dan mempunyai tingkat higroskopis tinggi. Menurut Subiyono (Agrofarm, 2014), satu ton tebu dapat menghasilkan sekitar 300 kilogram ampas (30%), sementara menurut Misran (2005), dalam proses produksi di pabrik gula dihasilkan sekitar 35 – 40% ampas tebu dari setiap tebu yang diproses, gula yang dimanfaatkan hanya 5%, sisanya berupa tetes tebu (molase), blotong, dan air. Hasil perhitungan Syahputra et al. (2011), dengan asumsi proses penggilingan tebu menjadi gula menghasilkan ampas tebu sebesar 32%, dihasilkan sekitar 10,2 juta ton ampas tebu per tahun atau per musim giling se-Indonesia. Ampas tebu mudah terbakar karena mengandung air, gula, serat dan mikroba sehingga bila tertumpuk akan terfermentasi dan melepaskan panas. Jika suhu tumpukan mencapai 94°C akan terjadi kebakaran spontan.

Ampas tebu merupakan limbah selulosik yang banyak sekali potensi pemanfaatannya. Selain untuk bahan bakar boiler di pabrik gula, sumber energi listrik, dan pakan ternak, ampas tebu juga dapat dimanfaatkan sebagai bahan baku pembuatan kompos, pulp, particle board, juga merupakan bahan pembuatan kanvas rem, furfural, sirup glukosa, etanol, CMC (carboxymethyl cellulose), dan bahan penyerap (adsorbent) zat warna (Misran, 2005). Ampas tebu diserap untuk bahan pembuatan kertas oleh pabrik kertas. Sebagian besar ampas tebu digunakan sebagai bahan bakar ketel (boiler) untuk memproduksi energi, sedangkan sisanya terhampar di lahan pabrik sebagai limbah padat yang merugikan lingkungan jika tidak dimanfaatkan. Pemanfaatan ampas tebu sebagai bahan bakar lebih ramah lingkungan dibandingkan bahan bakar fosil (Kurniawan dan Santoso, 2009). Dengan nilai kalor ampas tebu sekitar 2.180 kkal/kg pada kadar air 46%, maka ampas tebu dan daun tebu kering (daduk) merupakan sumber energi potensial penghasil listrik. (Kurniawan dan Santoso, 2009). Teknologi pembangkit listrik yang masih banyak digunakan di Indonesia adalah teknologi konvensional Backpressure Turbines. Teknologi ini menggunakan uap



bertekanan rendah – menengah (<20 bar) dengan konversi 12 - 19 kg uap/kWh dan mampu memproduksi listrik 28 – 60 kWh/ton tebu. Di Kuba, ampas tebu telah dimanfaatkan sebagai sumber energi listrik yang dapat memenuhi 30% kebutuhan energi listrik di Kuba (Lampung Post, 29 Juni 2004). Subiyono (Agrofarm, 2014) menambahkan bahwa ampas tebu juga bisa digunakan untuk memproduksi listrik melalui program cogeneration. Satu ton ampas tebu bisa untuk membangkitkan listrik dengan cogeneration sebesar 220 - 240 kWh. Di sejumlah negara, cogeneration untuk memproduksi listrik dari ampas tebu sudah dijalankan dengan mengganti boiler bertekanan rendah (7 - 21 bar) dengan boiler bertekanan tinggi (di atas 80 bar) serta melakukan elektrifikasi pada semua penggerak. Dengan lahan tebu nasional seluas sekitar 475 ribu hektar dan lebih dari 33 juta ton produksi tebu, potensi bisnis listrik dari ampas tebu bisa mencapai 3,5 - 3,8 juta MWh (3.800 GWh). Saat ini PTPN X pada tahap uji coba pengembangan program cogeneration di PG Ngadiredjo, Kediri. Listrik yang dihasilkan di PG tersebut akan digunakan untuk operasional pabrik dan dijual ke PLN.

## I.2 Aspek Marketing

Produk dari pabrik ini adalah listrik dan *steam* untuk memenuhi kebutuhan proses produksi pabrik, namun apabila berlebih, energi listrik ini dapat dijual ke PLN. Data PT Perusahaan Listrik Negara (PLN) pada September 2018 menunjukkan harga listrik tahun 2018 cukup tinggi. Tarif tenaga listrik PT. PLN dapat dilihat pada **Tabel I.5** sebagai berikut :

**Tabel I.5.**Tarif Tenaga Listrik Bulan Juli – September 2018

NO.	GOL. TARIF	BATAS DAYA	REGULER		PRA BAYAR (Rp/kWh)
			BIAYA BEBAN (Rp/kVA /bulan)	BIAYA PEMAKAIAN (Rp/kWh) DAN BIAYA kVArh (Rp/kVArh)	
1.	R-1/TR	1.300 VA	*)	1.467,28	1.467,28
2.	R-1/TR	2.200 VA	*)	1.467,28	1.467,28
3.	R-2/TR	3.500 VA s.d. 5.500 VA	*)	1.467,28	1.467,28
4.	R-3/TR	6.600 VA ke atas	*)	1.467,28	1.467,28

5.	B-2/TR	6.600 VA s.d. 200 kVA	*)	1.467,28	1.467,28
6.	B-3/TM	di atas 200 kVA	**)	Blok WBP = K x 1.035,78 Blok LWBP = 1.035,78 kVArh = 1.114,74 *****)	-
7.	I-3/TM	di atas 200 kVA	**)	Blok WBP = K x 1.035,78 Blok LWBP = 1.035,78 kVArh = 1.114,78 *****)	-
8.	I-4/TT	30.000 kVA ke atas	***)	Blok WBP dan Blok LWBP = 996,74 kVArh = 996,74 *****)	-
9.	P-1/TR	6.600 VA s.d. 200 kVA	*)	1.467,28	1.467,28
10.	P-2/TM	di atas 200 kVA	**)	Blok WBP = K x 1.035,78 Blok LWBP = 1.035,78 kVArh = 1.114,74 *****)	
11.	P-3/TR		*)	1.467,28	1.467,28
12.	L/TR, TM, TT		-	1.644,52	-

(<http://www.pln.co.id>)

Catatan:

\*) Diterapkan Rekening Minimum (RM):

$$RM1 = 40 \text{ (Jam Nyala)} \times \text{Daya tersambung (kVA)} \times \text{Biaya Pemakaian}$$

\*\*\*) Diterapkan Rekening Minimum (RM):

$$RM2 = 40 \text{ (Jam Nyala)} \times \text{Daya tersambung (kVA)} \times \text{Biaya Pemakaian LWBP}$$

Jam nyala: kWh per bulan dibagi dengan kVA tersambung

\*\*\*\*\*) Diterapkan Rekening Minimum (RM):

$$RM3 = 40 \text{ (Jam Nyala)} \times \text{Daya tersambung (kVA)} \times \text{Biaya Pemakaian WBP dan LWBP}$$

Jam nyala: kWh per bulan dibagi dengan kVA tersambung

\*\*\*\*\*) Biaya kelebihan pemakaian daya reaktif (kVArh) dikenakan dalam hal faktor daya rata-rata setiap bulan kurang dari 0,85

K : Faktor perbandingan antara harga WBP dan LWBP sesuai dengan karakteristik beban sistem kelistrikan setempat ( $1,4 \leq K \leq 2$ ), ditetapkan oleh Direksi Perusahaan Perseroan (Persero) PT Perusahaan Listrik Negara.

WBP : Waktu Beban Puncak

LWBP : Luar Waktu Beban Puncak

### I.3 Prospek

Ampas tebu (*bagasse*) adalah bahan sisa berserat dari batang tebu yang telah mengalami ekstraksi nira. Serat sisa dan ampas tebu kebanyakam digunakan sebagai bahan bakar untuk menghasilkan energi yang diperlukan untuk pembuatan gula. Selain untuk bahan bakar *boiler* di pabrik gula, sumber energi listrik, dan pakan ternak, ampas tebu juga dapat dimanfaatkan sebagai bahan baku pembuatan kompos, *pulp*, *particle board*, juga merupakan bahan pembuatan kanvas rem, furfural, sirup glukosa, etanol, CMC (*carboxymethyl cellulose*), dan bahan penyerap (*adsorbent*) zat warna, atau dijual dalam bentuk listrik (Misran, 2005). Ampas tebu juga diserap untuk bahan pembuatan kertas oleh pabrik kertas (Paturao, 1989).

Sampai saat ini, sebagian besar ampas tebu digunakan sebagai bahan bakar *boiler* untuk memproduksi energi, sedangkan sisanya terhampar di lahan pabrik sebagai limbah padat yang merugikan lingkungan jika tidak dimanfaatkan. Ampas tebu dapat digunakan untuk menggerakkan mesin tanpa menggunakan BBM atau batubara. Namun, hingga kurun waktu saat ini, banyak PG di Indonesia yang justru menggunakan bahan bakar fosil yang sangat mahal, sehingga menimbulkan ketidakefisiensian. Oleh karena itu, sejak empat tahun terakhir PG-PG di lingkup PTPN X mengoptimalkan pemanfaatan ampas, sehingga penggunaan bahan bakar fosil semakin menurun. Demikian pula dengan pemanfaatan ampas tebu yang dapat digunakan sebagai bahan bakar lebih ramah lingkungan dibandingkan bahan bakar fosil.

Nilai kalor ampas tebu sekitar 2.180 kkal/kg pada kadar air 46% maka dapat disimpulkan ampas tebu merupakan sumber energi potensial penghasil listrik. Potensi produksi listrik dari ampas dan *daduk* mencapai 1.408.940 MWh dan bisa diwujudkan dalam jangka pendek, sedangkan untuk jangka panjang potensi produksi listrik dapat ditingkatkan hingga 2,80 juta MWh. Untuk optimasi kualitas ampas tebu dapat ditempuh dengan menurunkan kadar air ampas melalui teknologi pengeringan. Setiap penurunan kadar air sebesar 1%, akan menaikkan nilai kalor *bagasse* hingga 196 kJ/kg (Shudakar, 2013).

Bila dikaitkan dengan peningkatan produksi tebu di setiap tahunnya, maka potensi ampas tebu di Indonesia dapat disimpulkan jumlahnya cukup besar. Hal ini terbukti pada tahun 1999 tercatat produksi gula mencapai 2.270.623 ton sehingga ampas tebu yang dihasilkan berkisar antara 340.593 ton sampai 711.614 ton. Selama ini, masyarakat hanya menjadikan ampas tebu sebagai pakan ternak saja, namun di balik itu ternyata limbah ampas tebu dapat disulap menjadi bahan baru dengan nilai ekonomis yang lebih tinggi. Salah satunya bahan organik dalam pembuatan sumber listrik alternatif. Ampas tebu kering mengandung hemiselulosa dan selulosa ampas tebu dengan kemurnian tinggi masing-masing sebanyak 24,64; 54,4; dan 45,60%.

(<http://konfrontasi.com/>)

Kebutuhan energi untuk mengolah tebu menjadi gula dapat dipenuhi oleh pabrik gula sendiri yang berasal dari limbah padatnya yaitu ampas tebu. Ampas tebu merupakan sumber biomassa potensial untuk menghasilkan energi listrik (*cogeneration*). Menurut Kurniawan dan Santoso (2009), potensi kelebihan ampas tebu pada pabrik gula dengan kapasitas 5.000 TCD (*Ton Cane per Day*) mencapai 900.000 ton dalam satu musim giling dengan hari giling 180 hari atau setara dengan 34.483 MWH (*Megawatt Hour*). Secara nasional, potensi produksi listrik pabrik gula yang bisa digali dalam jangka pendek atau menengah diperkirakan mencapai 379.310 MWH dari surplus ampas tebu. Hal ini merupakan potensi energi yang cukup besar sehingga surplus energi listrik ini dapat dimanfaatkan untuk industri lain atau dijual ke Perusahaan Listrik Negara (PLN) seperti yang terjadi di beberapa negara seperti Brazil.

(<http://www.puslitgula10.com>)

Ampas tebu dari Pabrik Gula Gempolkrep dihasilkan sebanyak 30% dari massa tebu yaitu 2.160.000 kg/hari atau 90.000 kg/jam yang beroperasi selama 300 hari. Kebutuhan tebu Pabrik Gula Gempolkrep adalah 7200 TCD atau 300.000 kg/jam. Pada PG Gempolkrep kebutuhan *steam* sejumlah 158.000 kg/jam. Berdasarkan ampas tebu yang dihasilkan sehingga digunakan untuk menghasilkan 158.000 kg *steam*/jam dan listrik sebesar 132,386 MW saat *on season* dan *off season*.

#### **I.4 Penggunaan Produk**

Melalui sistem *cogeneration*, ampas tebu juga dapat digunakan untuk memproduksi listrik. Satu ton ampas tebu bisa untuk membangkitkan listrik dengan *cogeneration* sebesar 220-240 kWh. Di sejumlah negara, *cogeneration* untuk memproduksi listrik dari ampas tebu sudah dijalankan dengan mengganti *boiler* bertekanan rendah (7-21 bar) dengan *boiler*

bertekanan tinggi (di atas 80 bar) serta melakukan elektrifikasi pada semua penggerak. Dengan lahan tebu nasional seluas sekitar 475 ribu hektar dan lebih dari 33 juta ton produksi tebu, potensi bisnis listrik dari ampas tebu bisa mencapai 3,5-3,8 juta MWh (3.800 GWh). Saat ini PTPN X pada tahap uji coba pengembangan program *cogeneration* di PG Ngadiredjo, Kediri. Listrik yang dihasilkan di PG tersebut akan digunakan untuk operasional pabrik dan dijual ke PLN.

Di negara seperti Kuba, ampas tebu telah dipakai sebagai *co-generation* (kogenerasi). Produksi gula di Kuba merupakan bahan ekspor utama yang menghidupi perekonomian rakyat. Krisis energi yang melanda Kuba membuat negara ini memanfaatkan ampas tebu untuk memasok kebutuhan energi nasional.

Ada sekitar 156 pabrik gula di seluruh Kuba. Pabrik yang sudah tua hanya dapat membangkitkan 20 KWh (kilowatt hour) listrik untuk setiap ton tebu. Mereka menggunakan turbin uap tua yang kurang efisien bertekanan 18 atmosfer. Sedangkan konversi energi pada pabrik yang lebih baru bisa menghasilkan 40 KWh listrik dari setiap ton tebu. Kementerian gula Kuba bertekad mencukupi kebutuhan listrik seluruh negeri dengan memasang peralatan kogenerasi di pabrik gula sebesar 100 MW, senilai US\$ 1 miliar. Berdasarkan perhitungan, dalam waktu 15 tahun daya listrik yang potensial dapat ditambahkan ke jaringan nasional adalah 400 MW (megawatt). Itu berarti, seluruh kebutuhan BBM untuk menghidupkan pembangkit listrik dapat digantikan oleh ampas tebu yang dulunya terbuang percuma. Di berbagai negara industri maju angka itu mencapai 60-80 KWh/ton tebu. Di Hawaii, dengan pemanfaatan teknologi kogenerasi listrik yang efisien, listrik yang dihasilkan satu ton tebu dapat mencapai 100 KWh.

(<http://konfrontasi.com/>)

## **I.5 Konsumsi**

Pabrik Gula saat ini memerlukan sistem *cogeneration* untuk meningkatkan efisiensi pabrik. Produksi di bagi menjadi dua *season* yaitu *on season* dan *off season*. Saat *on season* atau pabrik gula sedang giling selama 180 hari maka *steam* dan listrik yang dihasilkan pabrik ini akan di *supply* ke Pabrik Gula Gempolkrep untuk memenuhi kebutuhan *steam* dan listrik Pabrik Gula Gempolkrep. Kebutuhan *steam* Pabrik Gula Gempolkrep ketika *on* adalah 0,51 kg *steam* / kg tebu masuk. Listrik yang masih tersisa pada *on season* akan dijual ke PLN. Pada saat *off season* atau pabrik gula tidak giling selama 120 hari, produk yang dihasilkan hanya listrik saja dan listrik tersebut dijual ke PLN.

Jumlah pengguna/pelanggan energi listrik selama tahun 2012 – 2016 mengalami peningkatan dari 49,795 juta menjadi 64,282 juta atau bertambah rata-rata 3,6 juta tiap tahunnya. Penambahan pelanggan terbesar masih terjadi pada sektor Rumah Tangga, yaitu rata-rata 3,25 juta pertahun, diikuti oleh sektor usaha dengan rata-rata 255 ribu pelanggan per tahun, sektor umum dengan rata-rata pelanggan 106 ribu per tahun, dan sektor industri dengan rata-rata 4242 pelanggan per tahun. Tabel I.7 menunjukkan perkembangan jumlah pelanggan listrik dalam 5 tahun terakhir.

**Tabel I.7.** Penjualan Tenaga Listrik Nasional Per Sektor Pelanggan.

TAHUN YEAR	RUMAH TANGGA RESIDENTIAL		INDUSTRI INDUSTRIAL		USAHA COMMERCIAL		UMUM PUBLIC		JUMLAH TOTAL	
	MWh	PELANGGAN CUSTOMER	MWh	PELANGGAN CUSTOMER	MWh	PELANGGAN CUSTOMER	MWh	PELANGGAN CUSTOMER	MWh	PELANGGAN CUSTOMER
2012	72.132,54	46.219.780	60.175,96	52.661	30.988,64	2.218.342	10.693,61	1.304.466	173.990,75	49.795.249
2013	77.210,71	50.116.127	64.381,40	55.546	34.498,38	2.418.431	11.450,53	1.406.104	187.541,02	53.996.208
2014	84.086,46	53.309.325	65.908,68	58.350	36.282,42	2.626.160	12.324,21	1.499.399	198.601,78	57.493.234
2015	88.682,13	56.605.260	64.079,39	63.314	36.978,05	2.894.990	13.106,25	1.604.416	202.845,82	61.167.980
2016	93.634,63	59.243.672	68.145,32	69.629	40.074,38	3.239.764	14.149,99	1.729.428	216.004,32	64.282.493

(Sumber: Statistik Ketenagalistrikan 2016, Edisi No. 30 Tahun Anggaran 2017, Direktorat Jenderal Ketenagalistrikan Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral.)

## BAB II

### Basis Desain Data

#### II.1 Kapasitas

Dalam menggunakan ampas tebu PG di Indonesia menggunakannya sebagai bahan bakar steam boiler, bahan bakar alat pabrik dan sebagian sisanya dijual. Untuk besar kapasitas yang akan di gunakan sebagai acuan desain adalah kebutuhan steam dari pabrik gula. Sehingga pembangunan pembangkit listrik tenaga bagasse ini di desain selain menghasilkan listrik juga menghasilkan steam jenuh yang akan dipergunakan dalam proses pengolahan tebu menjadi gula pada pabrik gula. Berikut merupakan kebutuhan steam pada pabrik gula

**Tabel II.1** Kebutuhan *Steam* Pabrik Gula

No	Nama Alat	Fraksi Massa
1	<i>Heater Air Ambibisi</i>	0.0461
2	<i>Heater Nira I</i>	0.1438
3	<i>Heater Nira II</i>	0.1038
4	<i>Heater Nira Jernih III</i>	0.0188
5	<i>Evaporator</i>	0.3648
6	<i>Steam Jet Ejector Evaporator</i>	0.1288
7	<i>Vacum Pan A</i>	0.0876
8	<i>Steam Jet Ejector A</i>	0.0224
9	<i>Vacuum Pan C</i>	0.0564
10	<i>Steam Jet Ejector C</i>	0.0012
11	<i>Vacuum Pan D</i>	0.0234
12	<i>Steam Jet Ejector D</i>	0.0010
13	<i>Heater Udara Pengering</i>	0.0018
	Total kebutuhan steam pabrik gula saat on season	1

(Proses Bisnis PG Mojo PTPN XII, 2017)

Rasio steam dan tebu = 0,51 kg steam / kg tebu masuk

(Proses Bisnis PG Glenmore PTPN XII, 2017)

Dengan data kebutuhan steam pada table didapatkan rasio keutuhan steam per kg tebu masuk adalah sebesar 1,2884. Kapasitas dari PG Gempolkrep adalah sebesar 7200 ton/hari sehingga didapatkan kebutuhan steam sebesar 158 ton/jam.

Kapasitas dari pabrik pembangkit harus dapat memenuhi kebutuhan steam dari pabrik gula. Berikut basis perhitungan pada pabrik pembangkit energi dari ampas tebu:

- Waktu produksi dalam 1 tahun = 300 hari produksi
  - *On Season* = 180 hari
  - *Off Season* = 120 hari
- Waktu produksi dalam 1 hari = 24 jam
- Basis = 1 jam operasi
- Kapasitas bahan baku ampas tebu = 54.000 kg/jam
- Kapasitas produksi listrik
  - *On Season* = 132,386 MW
  - *Off Season* = 132,386 MW
- Kapasitas produksi *steam* = 268.280 kg *steam*/ jam

## II.2 Lokasi

Jumlah perkebunan tebu di Indonesia cukup melimpah mengingat iklim tropis Indonesia cocok dengan tanaman tebu. Salah satunya terletak di daerah Kelurahan Gempolkrep, Kecamatan Gedeg, Kabupaten Mojokerto, Jawa Timur. Secara geografis wilayah Kabupaten Mojokerto terletak antara 111°20'13" s/d 111°40'47" Bujur Timur dan antara 7°18'35" s/d 7°47" Lintang Selatan, dimana luas wilayah seluruhnya adalah 692,12 km<sup>2</sup> atau sekitar 2,09% dari luas Provinsi Jawa Timur ([www.mojokertokab.go.id](http://www.mojokertokab.go.id)). Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik Provinsi Jawa Timur, produksi tebu di Mojokerto pada tahun 2016 sebesar 9.233 ton. Sehingga *supply* tebu masih melimpah untuk pabrik gula kristal putih di daerah Kabupaten Mojokerto. Hal ini bisa menjamin kontinuitas produksi gula kristal putih pada pabrik nantinya. Apabila pabrik gula memiliki bahan baku tebu yang melimpah, maka *bagasse* (ampas tebu) yang dihasilkan dari pabrik gula juga akan melimpah. Oleh karena itu, pabrik Pembangkit Energi Berbahan Bakar *Bagasse* ini dibangun bersamaan dengan pabrik Gula Kristal Putih yang direncanakan akan dibangun di Kelurahan Gempolkrep, Kecamatan Gedeg, Kabupaten Mojokerto, Jawa Timur.

Dipilihnya pabrik pembangkit energi biomassa ampas tebu di Mojokerto ini dikarenakan beberapa hal yakni:

1. Dekat dengan sumber bahan baku. Bahan baku berupa ampas tebu diambil dari Pabrik Gula Gempolkrep di Kecamatan Gedeg, Kabupaten Mojokerto.
2. Ketersediaan air.  
Kebutuhan air disuplai dari air Sungai Brantas yang terlebih dahulu diproses di Unit Pengolahan Air agar layak pakai.



### 3. Tenaga Kerja.

Tenaga kerja dapat direkrut dari penduduk sekitar yang memiliki etos kerja tinggi. Kabupaten Mojokerto memiliki UMK (Upah Minimum Kota/Kabupaten) sebesar Rp 3.851.983,38 pada tahun 2019 dengan angka pengangguran di Kabupaten Mojokerto masih cukup tinggi yaitu sebesar 275.124 jiwa pada tahun 2015.

### 4. Iklim

Wilayah Kabupaten Mojokerto terletak pada ketinggian antara 36 – 240 meter di atas permukaan laut. Kabupaten Mojokerto beriklim tropis. Jumlah curah hujan di Kabupaten Mojokerto tahun 2015 rata-rata mencapai 1.577mm per bulan dengan jumlah hari hujan sebesar 77 hari. Curah hujan tertinggi terjadi pada bulan Maret. Kecamatan Trawas dan Pacet merupakan wilayah dengan curah hujan tertinggi. Daerah dengan jumlah curah hujan terendah di Kecamatan Gedeg dan Kemlagi (Statistik Daerah Kabupaten Mojokerto 2016).

Saat ini teknologi yang banyak digunakan oleh PG di Indonesia dalam pemanfaatan Ampas tebu sebagai sumber energy listrik adalah dengan cara pembakaran langsung, dimana ampas tebu menjadi bahan bakar dari steam generator sehingga menghasilkan steam yang nantinya digunakan untuk memutar turbin. Namun teknologi ini memiliki efisiensi sebesar 23% sampai 25%. Sedangkan dengan proses gassifikasi konversi energy yang dicapai dapat mencapai 50%.

## II.3 Spesifikasi Bahan Baku

Ampas tebu atau lazimnya disebut *bagasse* adalah hasil samping dari proses ekstraksi cairan tebu. Ampas tebu merupakan produk limbah berserat dan mempunyai tingkat higroskopis tinggi. Pada satu pabrik gula, dapat menghasilkan ampas tebu sekitar 35-40% dari berat tebu yang digiling. Berdasarkan data Pusat Penelitian Perkebunan Gula Indonesia (P3GI), ampas tebu yang dihasilkan sebanyak 30% dari berat tebu giling. Pada musim giling 2006, data Ikatan Ahli Gula Indonesia (Ikagi) menunjukkan bahwa jumlah tebu dari pabrik gula di seluruh Indonesia mencapai sekitar 30 juta ton, dan ampas tebu yang dihasilkan diperkirakan mencapai 9.640.000 ton. Hasil tersebut menunjukkan bahwa proses penggilingan tebu menjadi gula menghasilkan ampas tebu sebesar 30%. Ampas tebu dari pabrik gula Gempolkrep di hasilkan sebanyak 30% dari massa tebu yaitu 7200 TCD (ampas tebu 2160 ton per hari). Pabrik energi akan beroperasi selama 300 hari. Adapun komposisi kimia ampas tebu disajikan pada **Tabel I.1**.

**Tabel II.2** Komposisi Kimia Ampas Tebu

Unsur	Kadar kandungan
Karbon (C)	43,106%
Hidrogen (H)	7,607%
Oksigen (O)	46,227%
Abu	1,5%
Protein kasar	1,01 - 2,11%
Serat kasar	43 - 52%
Kecernaan	<25%
Kadar NDF ( <i>Neutral Detergent Fiber</i> )	84,2%
Kadar ADF ( <i>Acid Detergent Fiber</i> )	51%
Hemiselulosa	33,2%
Selulosa	40,3%
Lignin	11,2%
Nilai kalor	2.180 kkal/kg (kadar air 46%)

Sumber : Phyllis.nl, 2006

Dari tabel diatas dapat diketahui bahwa ampas tebu memiliki nilai kalor yang cukup tinggi dengan asumsi pada kadar air sebesar 50%, dan memiliki kandungan gula sebesar 2,5%. Selain itu, ampas tebu mengandung serat kasar sebesar 43 – 52% , yang terdiri atas hemiselulosa sebesar 33,2%, selulosa sebesar 40,3%, dan lignin sebesar 11,2%. ( $\pm$ )

Hasil analisis serat *bagasse* adalah seperti pada **Tabel I.2** di bawah ini. Berdasarkan bahan kering, ampas tebu adalah terdiri dari unsur C (*carbon*) 43,106%, H (*hydrogen*) 7,607%, O (*oxygen*) 46,227% dan abu (*ash*) 1,5%. Menurut jurnal *test result from sugarcane bagasse and high fiber cane co-fired with fossil fuels* (S.Q. Turn, 2006) bagasse dengan

*moisture content* 46% akan memiliki kalor sebesar 2.180 kkal/kg atau 9.130 kJ/kg. Nilai kalor tersebut cukup tinggi dibandingkan sekam padi yang memiliki nilai kalor sebesar 5.059,23 kJ/kg.

**Tabel I.2** Komposisi Kimia Ampas Tebu pada *Dry Basis*

Kandungan	Kadar (%)
Abu	3,82
Lignin	22,09
Selulosa	37,65
Sari	1,81
Pentosan	27,97
SiO <sub>2</sub>	3,01

Sumber : Husin 2007

**Tabel I.3.**Hasil rata-rata Analisis Ampas Tebu

Determination % Weight*	Bagasse
Moisture content	48
Ash	1.5
Fixed carbon	7
Volatile matter	43.5

(\**Dry basis*)

Perbedaan besar yang diamati pada komposisi bahan pada Tabel I.3 adalah kadar air. Sampel komponen limbah yang disajikan pada tabel memiliki komposisi yang sama dalam hal abu (~ 1,5%), karbon tetap (~ 7%), dan bahan mudah menguap (~ 43,5%) dalam *dry basis*. Angka-angka ini cukup dekat dengan apa yang diperoleh dengan ampas tebu, kecuali kandungan abu yang lebih rendah pada ampas tebu.

**Tabel I.4.** Hasil rata-rata dari *Ultimate Analysis* Ampas Tebu

Determination*	<i>Bagasse</i>
Carbon	43,106
Hydrogen	7,607
Nitrogen	0,585
Oxygen	46,277
Sulfur	0,624
Chlorine	0,351
Ash Content	1.5

(\*Dry basis)

Semua komponen yang disajikan pada tabel di atas memiliki komposisi karbon (~ 3.10642%), hidrogen (~ 7,607%), nitrogen (0,585), oksigen (~ 46,277%), sulfur (~ 0,624%) yang sama. Angka-angka klorin bervariasi dengan angka terendah untuk ampas tebu (Tabel I.4).

## BAB III

### SELEKSI DAN URAIAN PROSES

Alur proses pabrik pembangkit energi dari ampas tebu dapat digambarkan dalam gambar sebagai berikut:



**Gambar III.1.** Alur proses pembangkit energi dari ampas tebu

#### III.1 Tipe-tipe Proses

Sebelum memasuki tahap seleksi proses, akan dijabarkan dahulu beberapa teknologi alternatif yang akan dipilih, dimana teknologi alternatif ini menggunakan biomassa sebagai feed untuk menghasilkan *steam* dan listrik untuk memenuhi kebutuhan energi pada pabrik gula kristal putih Gempolkrep di Kecamatan Gedeg, Mojokerto, Jawa Timur.

Prinsip proses pembangkit listrik dari biomassa ini pada dasarnya memproduksi *steam*. *Steam* ini digunakan sebagai media penggerak turbin dengan bahan bakar biomassa. Selanjutnya turbin ini akan menghasilkan energi mekanik, dimana energi mekanik ini nantinya akan dikonversi oleh dinamo menjadi energi listrik.

Bio-energi dapat dikonversi menjadi listrik melalui proses *thermal-chemical* (pembakaran, gasifikasi, dan pirolisis) atau proses bio-kimia seperti pencernaan anaerobik oleh mikroorganisme. Ada tiga teknologi untuk menghasilkan listrik dari biomassa, yaitu pembakaran langsung dan *Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC)*.

Banyak keuntungan dari penggunaan biomassa sebagai pengganti bahan bakar fosil untuk pembangkit listrik, diantaranya yaitu mengurangi emisi gas rumah kaca, menghemat *cost investment* energi, meningkatkan keamanan *supply*, mengurangi limbah, dan mengembangkan ekonomi lokal. Namun, apakah manfaat ini dapat direalisasikan, dan sampai sejauh mana, sangat bergantung pada sumber dan sifat bahan baku biomassa yang digunakan.

##### III. 1.1. Pembakaran Langsung

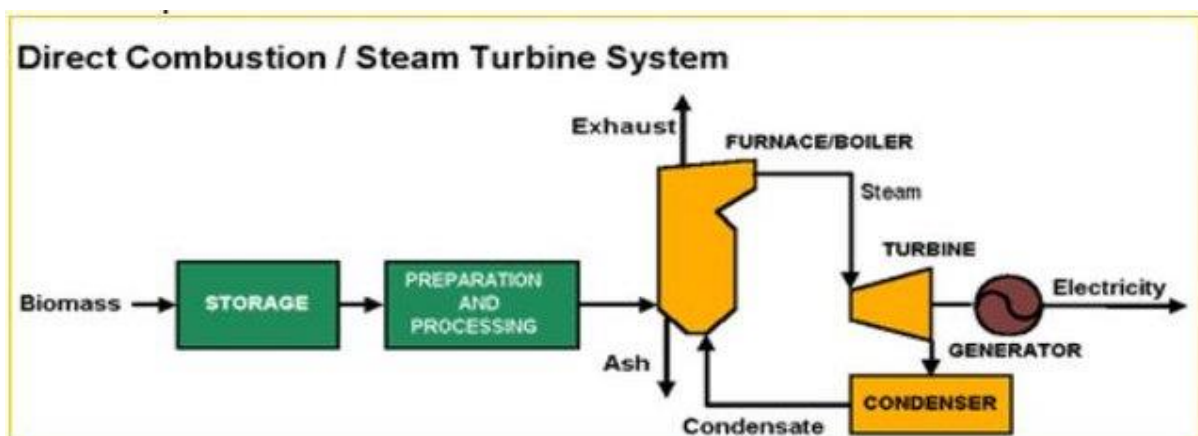
Pembakaran langsung biomassa untuk pembangkit listrik merupakan teknologi yang tersedia secara komersial dan dapat diterapkan pada berbagai skala dari 10 MW

hingga 100 MW atau lebih dan merupakan bentuk yang paling umum dari pembangkit listrik biomassa. Di seluruh dunia, lebih dari 90% pembangkit listrik dari biomassa menggunakan proses pembakaran langsung. Ketersediaan bahan baku dan biaya operasi memiliki pengaruh yang kuat pada ukuran proyek dan nilai ekonomi, karena dengan meningkatnya skala biaya transportasi untuk bahan baku biomassa maka pabrik membutuhkan biaya yang lebih besar. Oleh karena itu, berapa besar energi yang ingin dihasilkan juga perlu diperhatikan, bergantung kepada permintaan pasar, konsumsi pabrik, dan juga kapasitas produksi pabrik. Pembakaran langsung dibagi atas dua kategori, yaitu *stoker boiler* dan *fluidizing bed boiler*.

Biomassa dibakar (teroksidasi) dalam *boiler* bertekanan tinggi untuk menghasilkan *steam*. Efisiensi daya siklus yang dapat dicapai proses ini sekitar 23% sampai 25%. *Steam* ini selanjutnya akan memasuki turbin uap, dimana turbin uap ini akan menghasilkan energi mekanik yang mana selanjutnya energi mekanik ini akan dikonversi menjadi energi listrik oleh dinamo. Setelah *steam* memasuki turbin, maka suhu *steam* akan turun. Turunnya suhu ini dapat dikatakan bahwa kondisi *steam* berubah dari yang tadinya *superheated steam* menjadi *saturated steam*. Selain itu, sebagian *steam* akan mengalami kondensasi, dimana fase *steam* yang sebelumnya gas akan berubah menjadi cair (kondensat). Kondensat ini akan digunakan sebagai *Boiler Feed Water* (BFW) ataupun sebagai air proses untuk unit yang lain.

Ada dua komponen utama pembangkit biomassa berbasis pembakaran:

- *Boiler* berbahan bakar biomassa yang menghasilkan uap.
- *Steam* turbin, yang kemudian digunakan untuk menghasilkan listrik.

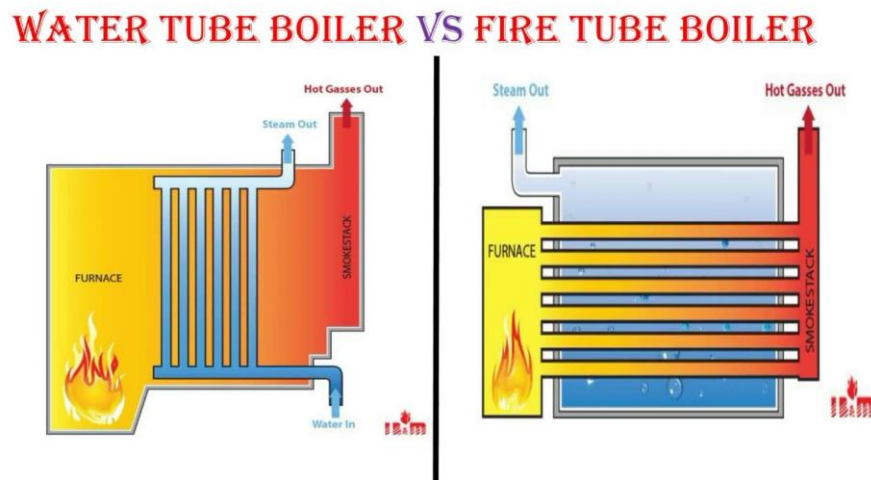


**Gambar III.2.** Contoh metode pembakaran langsung

(Amadi, 2017)

Berdasarkan fluida yang mengalir dalam pipa, maka ketel atau *stoker boiler* diklasifikasikan sebagai:

*Tube Boiler*



**Gambar III.3.** Perbandingan *fire-tube* dan *water-tube boiler*

a. Ketel pipa api (*fire tube boiler*)

Desain *fire-tube boiler* terdiri dari sekumpulan *fire tubes* yang terdapat pada *shell* dan proses evaporasi berada diluar *fire tubes* yang menghasilkan *steam*. Dalam *fire-tube boiler*, gas buang mengalir di dalam *tube boiler*, dan panas ditransfer ke air pada sisi *shell* (Ortiz, 2011).

Kelebihan:

1. Strukturnya kompak.
2. Fluktuasi steam yang dihasilkan dapat disesuaikan dengan mudah.
3. Harga lebih murah daripada *water-tube boiler*

Kekurangan:

1. Karena jumlah air yang cukup banyak, dibutuhkan waktu yang cukup lama untuk membuat steam dengan pressure yang diinginkan.
2. Tekanan *steam output* tidak bisa menghasilkan pada tekanan sangat tinggi karena air dan uap disimpan didalam bejana yang sama.
3. Kualitas steam yang dihasilkan oleh *fire-tube boiler* tidak terlalu kering.

(zgindustrialboiler.com, 2016)

b. Ketel pipa air (*water tube boiler*)

Proses pengapian terjadi diluar pipa, kemudian panas yang dihasilkan memanaskan pipa yang berisi air dan sebelumnya air tersebut dikondisikan terlebih dahulu melalui economizer, kemudian steam yang dihasilkan terlebih dahulu dikumpulkan di dalam sebuah steam-drum. Sampai tekanan dan temperatur sesuai, melalui tahap secondary superheater dan primary superheater baru steam dilepaskan ke pipa utama distribusi. Didalam pipa air, air yang mengalir harus dikondisikan terhadap mineral atau kandungan lainnya yang larut di dalam air tersebut (Duarte, 2017).

Kelebihan:

1. Efisiensi dapat ditingkatkan dengan menggunakan suhu dan tekanan yang lebih tinggi tanpa terlalu meningkatkan ketebalan dinding
2. Fleksibilitas desain dan peredarannya yang cepat mencegah masalah stres termal di boiler tangka.
3. Bahan tabung tipis memungkinkan peningkatan uap yang cepat dan tingkat perpindahan panas yang lebih cepat
4. Tabung tipis ini lebih mudah untuk diperluas atau ditekuk
5. Desain boiler ini memberikan kinerja yang sangat efisien karena dapat digunakan untuk menghasilkan uap jenuh atau superheated

Kekurangan:

1. Instalasi boiler di tempat kerja cenderung relatif sulit dan memakan waktu
2. Proses pembersihan dan perawatan mereka cukup rumit jika dibandingkan dengan sistem boiler tabung api

([www.kainonboiler.com](http://www.kainonboiler.com) , 2017)

Pembakaran Unggun Terfluidisasi (*Fluidized Bed Combustion*)

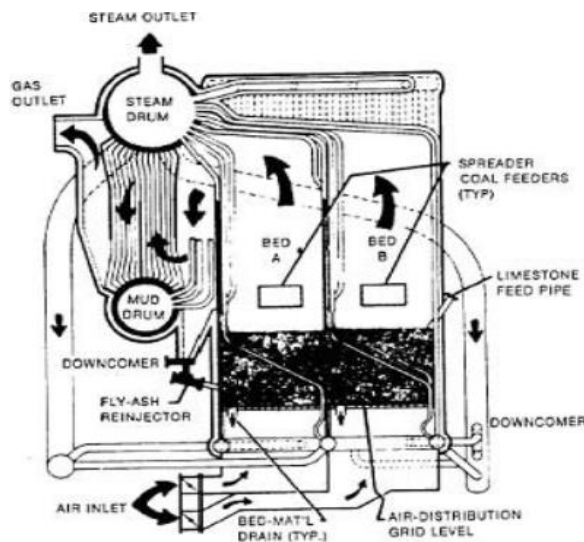
*Fluidized Bed Combustion* adalah sebuah proses dimana partikel padatan dibuat terlihat menyerupai sifat – sifat seperti fluida dengan cara meniupkan udara keatas menggunakan blower. Fleksibilitas bahan bakar dan pengurangan emisi adalah keuntungan dari pembakaran ungun terfluidisasi. Ada dua kategori dasar pembakaran ungun terfluidisasi, yaitu pembakaran ungun terfluidisasi secara tekanan atmosferik (*Atmospheric Fluidized Bed Combustion*) dan pembakaran ungun terfluidisasi bertekanan (*Pressurized Fluidized Bed Combustion*).



Berikut ini adalah jenis *fluidized bed combustion boilers*:

1. *Atmospheric Fluidized Bed Combustion (AFBC)*

Alat ini hanya berupa Shell boiler konvensional biasa yang ditambahkan dengan sebuah *fluidized bed combustor*. Alat ini biasanya telah digabungkan dengan boiler tipe *water tube*. Cara kerjanya dengan memasukkan udara ketika setelah selesai diberi pemanasan oleh gas buang bahan bakar. Pembakaran terjadi ketika batu bara yang dihancurkan dimasukkan ke ruang bakar. Pipa dalam *bed* yang membawa air pada umumnya bertindak sebagai evaporator. Produk gas hasil pembakaran melewati bagian superheater dari boiler lalu mengalir ke *economizer*, ke pengumpul debu dan pemanas awal udara sebelum dibuang ke atmosfer.



Gambar III.4 AFBC

**Kelebihan:**

Tipe ini dapat mengurangi emisi  $\text{SO}_2$  dan  $\text{NO}_2$  tanpa membutuhkan investasi yang besar untuk pembersihan *flue gas* dan dapat meningkatkan efisiensi pembakaran.

**Kekurangan:**

Menghasilkan unit daya yang rendah dan tekanan serta suhu *steam* yang lebih rendah, pencampuran partikel bahan bakar yang rendah sehingga membuat distribusi bahan bakar dalam bed tidak seragam.

(Oka, 2004)

2. *Pressurized Fluidized Bed Combustion (PFBC)*

Pada tipe *Pressurized Fluidized bed Combustion (PFBC)*, sebuah kompresor memasok udara *Forced Draft (FD)*, dan pembakarnya merupakan tangki bertekanan. Laju panas yang dilepas dalam bed sebanding dengan tekanan bed sehingga bed yang dalam digunakan untuk mengekstraksi sejumlah besar panas. Hal ini akan

meningkatkan efisiensi pembakaran dan peyerapan sulfur dioksida dalam bed. Steam dihasilkan didalam dua ikatan pipa, satu di bed dan satunya lagi berada di atasnya. Gas panas dari cerobong menggerakkan turbin gas pembangkit tenaga. Sistem PFBC dapat digunakan untuk pembangkitan kogenerasi (steam dan listrik) atau pembangkit tenaga dengan siklus gabungan (combined cycle). Operasi *combined cycle* (turbin gas & turbin uap) meningkatkan efisiensi konversi keseluruhan sebesar 5 hingga 8 persen.

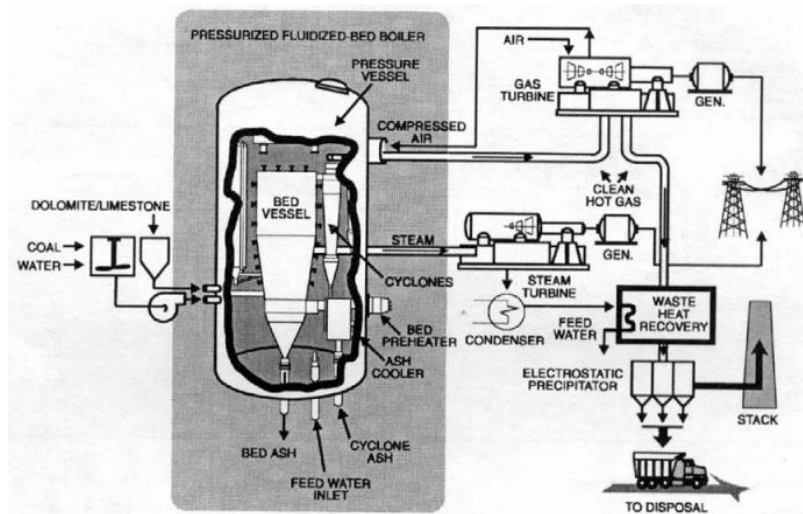
(Oka, 2004)

**Kelebihan :**

*Pressurized Fluidized Bed* mengurangi ukuran keluaran *specific thermal*, dapat menghasilkan daya yang sama dengan AFB dalam plan yang lebih kecil sehingga dapat mengurangi jumlah bahan bakar pada feed, dan efisiensi pembakaran cukup tinggi yaitu mencapai 99%.

**Kekurangan :**

Pemberian tekanan pada proses *fluidized bed* memberikan beberapa permasalahan yang serius dalam masukan bahan bakar kedalam bed dengan tekanan *furnace* yang tinggi dan minimnya pengalaman dalam pengoperasian PFBC jika dibandingkan dengan AFBC.



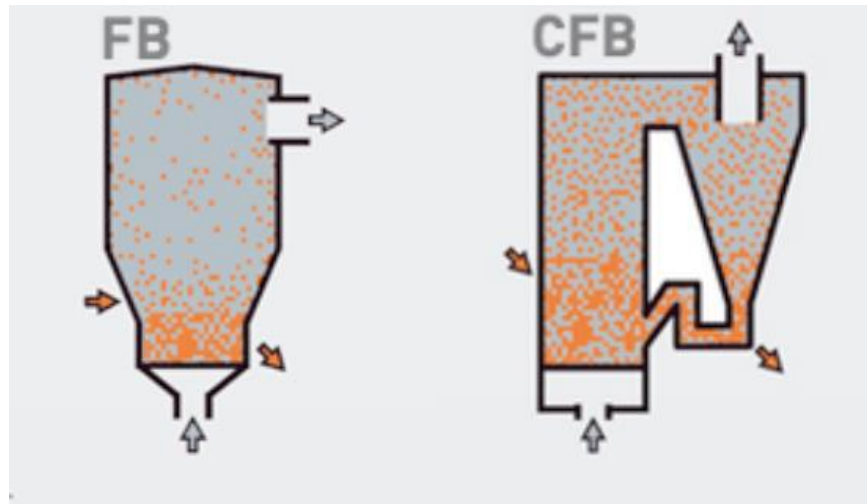
**Gambar III.5 PFBC**

(Graves, 1979)

Setiap kategori selanjutnya terdiri dari *Bubbling Fluidized Bed Combustion* (BFBC) dan *Circulating Fluidized Bed Combustion* (CFBC).

(Sarkar, 2015)

Berikut ini adalah penjelasan dari jenis – jenis *fluidized bed combustion boilers*:



**Gambar III.6.** Kiri *Bubbling Fluidizing Bed* dan Kanan *Circulating Fluidizing Bed*

### 3. *Bubbling Fluidized Bed Combustion (AFBC)*

Kelebihan:

1. Ukuran partikel yang masuk dapat lebih besar (sehingga tidak memerlukan pretreatment) (Koornneef, 2006)
2. Nilai laju erosi lebih rendah (Khana, 2009)

Kekurangan:

1. Suhu dan efisiensi yang dihasilkan kurang (Koornneef, 2006).
2. Biaya operasional lebih besar.

### 4. *Circulating Fluidized Bed Combustion (CFBC)*

Kelebihan :

1. Suhu dan efisiensi yang dihasilkan lebih tinggi (Koornneef, 2006).
2. Dapat digunakan untuk menghilangkan Sulfur, NO<sub>x</sub>, dan HCl
3. Memiliki thermal inertia (Huang, 2013).
4. Biaya operasional lebih rendah (Huang, 2013 dan Themelis, 2013)

Kekurangan :

1. Biaya pembelian alat lebih mahal karena memerlukan *cyclone* untuk menangkap partikel padatan yang lolos.

### III.1.2 Gasifikasi (IGCC)

Gasifikasi adalah sebuah proses dimana sebuah material padatan yang terdiri dari karbon, seperti batu bara atau biomassa, yang akan diubah menjadi gas. Ini adalah sebuah proses termokimia, dimana bahan baku dipanaskan hingga mencapai suhu tinggi dan menghasilkan gas dimana mengalami reaksi kimia untuk membentuk gas sintesis. Gas sintesis ini sebagian besar terdiri dari H<sub>2</sub> dan CO, dan dapat digunakan untuk menghasilkan energi atau berbagai bahan kimia, termasuk bahan bakar cair atau gas suatu kendaraan.

(E4Tech, 2009)

Proses gasifikasi mengikuti beberapa tahapan dibawah ini – dengan diikuti beberapa set persamaan reaksi :

- Pirolisis adalah proses menguapkan komponen volatil dari bahan baku ketika dipanaskan. Uap volatil utamanya terdiri dari H<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, gas hidrokarbon, tar dan uap air. Karena bahan baku dari biomass cenderung lebih memiliki komponen volatile (70 – 86% pada dry basis) daripada batubara (sekitar 30%), pirolisis memiliki peran utama terhadap gasifikasi biomassa daripada gasifikasi batubara. Adapun produk sampingnya yang dihasilkan adalah arang dan abu.
- Tahapan gasifikasi lebih lanjut memecah produk pirolisis dengan penyediaan panas tambahan :
  - Beberapa tar dan hidrokarbon dalam uap dipecah secara termal untuk menghasilkan molekul – molekul hidrokarbon yang lebih kecil, dengan suhu yang lebih tinggi menghasilkan sisa tar dan hidrokarbon yang tidak bereaksi lebih sedikit.
  - Gasifikasi uap – reaksi ini mengubah arang menjadi gas melalui berbagai reaksi dengan CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>O untuk menghasilkan CO dan H<sub>2</sub>.
  - Suhu dan tekanan yang lebih tinggi akan menghasilkan H<sub>2</sub> dan CO lebih banyak.
  - Panas yang diperlukan untuk terjadinya reaksi biasanya disediakan oleh pembakaran sebagian dari bahan baku dalam reaktor dengan sejumlah udara.
  - Panas juga dapat disediakan dari sumber panas lain seperti menggunakan *superheated steam*, material yang dipanasi, dan dengan membakar beberapa arang atau gas dengan terpisah. Pilihan ini bergantung pada teknologi gasifier yang digunakan.

- Kemudian ada reaksi lebih lanjut dari gas yang terbentuk, yaitu reaksi bolak-balik dari *water-gas shift reaction* yang dapat berpengaruh terhadap konsentrasi CO, H<sub>2</sub>O, CO<sub>2</sub>, dan H<sub>2</sub> di dalam gasifier. Hasil dari proses gasifikasi adalah campuran gas.

(E4Tech, 2009)

### III.2 Seleksi Proses

Berdasarkan yang telah disebutkan di atas, ada tiga teknologi konversi biomassa yang dipertimbangkan dalam tugas ini, diantaranya yaitu *Direct Combustion Tube Boiler*, *Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC)* dan *Direct Combustion Fluidized Bed*. Dari tiga teknologi yang telah dijelaskan di atas, perbandingan masing-masing teknologi secara ringkas disajikan dalam tabel III.1.

**Tabel III.1** Ringkasan Teknologi Konversi Biomassa

No	Parameter	Teknologi		
		<i>Direct Combustion Tube Boiler</i>	IGCC	<i>Direct Combustion Fluidized Bed</i>
1	Definisi	Biomassa dibakar (dioksidasi) pada <i>boiler</i> bertekanan tinggi untuk menghasilkan <i>steam</i> .	Pemanasan biomassa padat dalam lingkungan yang kekurangan oksigen dengan suhu tinggi dan agen reaktif untuk menghasilkan gas dengan nilai kalor rendah atau menengah yang disebut <i>syngas</i> .	Biomassa dibakar pada <i>boiler</i> bertekanan tinggi dengan udara yang ditiup dari bawah menggunakan blower sehingga benda padat di atasnya berkelakuan mirip fluida
2.	Produk	<i>Steam</i> , Listrik, <i>Flue Gas</i>	<i>Syngas</i> / <i>Wood Gas</i> / <i>Producer gas</i>	<i>Steam</i> , Listrik, <i>Flue Gas</i>
3.	Proses	Biomassa- Combuster- Siklus Rankine- Daya	Biomassa- Pirolisis- Gasifikasi- Turbin Gas – Daya	Biomassa- Combuster- Siklus Rankine- Daya
4.	Peralatan	<i>Boiler</i> dan turbin uap	<i>Gasifier (fixed bed, fluidized bed,</i>	<i>Circulating Fluidized bed boiler</i> dan turbin uap

			<i>entrained flow</i> )	
5.	<i>Maturity of technology</i>	<i>Mature Technology</i>	<i>Demostration Stage</i>	<i>Mature Technology</i>
6.	Efisiensi (%)	20-25	50	37,2
7.	Kelebihan	Peralatan yang digunakan lebih sederhana.	Lebih efisien dibanding metode pembakaran langsung dan pirolisis.	Kondisi pembakaran dalam furnace yang homogen dan efisiensi pembakaran tinggi
8.	Kekurangan	Peralatan dan utilitas yang dibutuhkan lebih kompleks (reaktor dan oksigen).	Peralatan dan utilitas yang dibutuhkan lebih kompleks.	Biaya investasi yang tinggi untuk plant dengan kapasitas > 300 MW

Berdasarkan kriteria yang dimiliki oleh masing-masing proses, dilakukan pembobotan dengan memperhatikan aspek teknis yang meliputi kematangan teknologi dan efisiensi; aspek ekonomis yang meliputi CAPEX dan OPEX; dan aspek lingkungan yang meliputi keramahan lingkungan. Pembobotan masing-masing proses dapat dilihat pada **Tabel III.2.**

**Tabel III.2.** Pembobotan Proses Teknologi Konversi Biomassa

No.	Parameter	Indikator	AHP	Nilai			Nilai x AHP		
				TB	IGCC	CFBC	TB	IGCC	CFBC
1.	Kematangan Teknologi	3.06	0.034	80	90	60	2.72	3.06	2.04
2.	Efisiensi	28.44	0.316	60	90	80	18.96	28.44	25.28
3.	CAPEX	24.29	0.347	90	70	80	31.23	24.29	27.76
4.	OPEX	22.68	0.252	60	90	60	15.12	22.68	15.12
5.	Keramahan Lingkungan	4.59	0.051	60	90	70	3.06	4.59	3.57
Total							71.09	83.06	73.77

Keterangan :

- TB : *Direct Combustion Tube Boiler*  
 IGCC : *Integrated Gasification Combined Cycle*  
 CFBC : *Circulating Fluidized Bed Combustion*

Berdasarkan beberapa pertimbangan diatas, yaitu melalui *Analytical Hierarchy Process*, maka yang paling cocok untuk diterapkan adalah metode *Integrated Gasification Combined Cycle*. Beberapa penelitian menunjukkan bahwa efisiensi metode IGCC lebih tinggi dibandingkan dengan *Direct Combustion Tube Boiler* dan *Circulating Fluidized Bed Combustion*. *Steam* bertekanan tinggi sebagai hasil pemanasan di HRSG digunakan sebagai penggerak turbin untuk menghasilkan listrik, setelah menggerakkan turbin, *exhaust steam* selanjutnya digunakan dalam proses pabrik gula, sedangkan sebagian *steam* dari turbin yang telah terkondensasi akan kembali ke proses.

Teknologi yang digunakan dalam proses ini adalah kogenerasi. Kogenerasi adalah produksi bersamaan dari *steam* (fluida panas lainnya) dan listrik dengan satu peralatan konversi energi. Perbedaan fundamental antara alat konversi energi konvensional dengan kogenerasi adalah pada sistem konvensional hasil yang diproduksi hanya listrik atau uap saja, sedangkan pada sistem kogenerasi keduanya diproduksi sekaligus secara bersamaan dengan penghematan energi. Kogenerasi adalah sumber alternatif energi yang dapat bertahan terus karena potensi penghematan energi yang dihasilkan.

Parameter	Fixed/Moving Bed	Fluidized Bed	Entrained Bed
Ukuran umpan	< 51 mm	< 6 mm	< 0.15 mm
Toleransi kehalusan partikel	Terbatas	Baik	Sangat baik
Toleransi kekasaran partikel	Sangat baik	Baik	Buruk
Toleransi jenis umpan	Batubara kualitas rendah	Batubara kualitas rendah dan biomassa	Segala jenis batubara, tetapi tidak cocok untuk biomassa
Kebutuhan oksidan	Rendah	Menengah	Tinggi
Kebutuhan kukus	Tinggi	Menengah	Rendah
Temperatur reaksi	1090 °C	800 – 1000 °C	> 1990 °C
Temperatur gas keluaran	450 – 600 °C	800 – 1000 °C	> 1260 °C
Produksi abu	Kering	Kering	Terak
Efisiensi gas dingin	80%	89.2%	80%
Kapasitas penggunaan	Kecil	Menengah	Besar
Permasalahan	Produksi tar	Konversi karbon	Pendinginan gas produk

### **III.3 Potensi dan Spesifikasi Bahan Baku**

#### **III.3.1 Potensi Bahan Baku**

Potensi ampas tebu di Indonesia cukup besar. Hal ini dikaitkan dengan peningkatan produksi gula. Menurut Ikatan Ahli Gula Indonesia (Ikagi), pada musim giling 2006 tercatat mencapai 30 juta ton sehingga ampas tebu yang dihasilkan diperkirakan mencapai 9.640.000 ton. Kecenderungan masyarakat selama ini yang menjadikan ampas tebu hanya sebagai pakan ternak, ternyata di balik limbah ampas tebu dapat disulap menjadi bahan baru dengan nilai ekonomis yang lebih tinggi. Dengan nilai kalor ampas tebu sekitar 2180 kcal/kg pada kadar air 46% maka ampas tebu dan daun tebu kering (*daduk*) merupakan sumber energi potensial penghasil listrik.

(Erawati, dkk, 2013)

#### **III.3.2 Spesifikasi Bahan Baku**

Ampas tebu merupakan limbah padat dari industri gula tebu, biasanya dimanfaatkan sebagai bahan bakar untuk boiler dan bahan baku industri kertas. Ampas tebu sebagian besar tersusun dari polisakarida dan senyawa berbasis fenol terutama selulosa, lignin, dan sedikit senyawa yang mudah larut atau sering dikenal sebagai senyawa abu. Ampas tebu mengandung lignin berkisar 20% - 23% dari berat total ampas tebu.

(Samsuri, dkk, 2007)

Ampas tebu merupakan produk samping yang dihasilkan dalam proses pengolahan tebu menjadi gula, yang merupakan residu dari proses penggilingan tanaman tebu setelah diekstrak atau dikeluarkan niranya. Adapun komposisi kimia ampas tebu disajikan pada Tabel III.2



**Tabel III.2.** Komposisi Kimia Ampas Tebu

<b>Unsur</b>	<b>Kadar kandungan</b>
Karbon (C)	43,106%
Hidrogen (H)	7,607%
Oksigen (O)	46,227%
Abu	1,5%
Protein kasar	1,01 - 2,11%
Serat kasar	43 - 52%
Kecernaan	<25%
Kadar NDF ( <i>Neutral Detergent Fiber</i> )	84,2%
Kadar ADF ( <i>Acid Detergent Fiber</i> )	51%
Hemiselulosa	33,2%
Selulosa	40,3%
Lignin	11,2%
Nilai kalor	2.180 kkal/kg (kadar air 46%)

Sumber : Phyllis.nl, 2006

Dari tabel diatas dapat terlihat bahwa ampas tebu memiliki nilai kalor yang cukup tinggi dengan asumsi pada kadar air sebesar 46%,. Selain itu, ampas tebu mengandung serat kasar sebesar 43 – 52% , yang terdiri atas hemiselulosa sebesar 33,2%, selulosa sebesar 40,3%, dan lignin sebesar 11,2%.

(Phyllis.nl, 2006)

#### **III.4 Basis Perhitungan**

Kapasitas dari pabrik pembangkit harus dapat memenuhi kebutuhan steam dari pabrik gula. Berikut basis perhitungan pada pabrik pembangkit energi dari ampas tebu:

- Waktu produksi dalam 1 tahun = 300 hari produksi
  - *On Season* = 180 hari
  - *Off Season* = 120 hari
- Waktu produksi dalam 1 hari = 24 jam

- Basis = 1 jam operasi
- Kapasitas bahan baku ampas tebu = 25.200 kg/jam
- Kapasitas produksi listrik
  - *On Season* = 132,481 MWh
  - *Off Season* = 132,481 MWh
- Kapasitas produksi *steam* = 269.280 kg *steam*/ jam

### III.5 Basis Desain Data

Berikut ini adalah basis data desain pabrik pembangkit energi dari ampas tebu yang direncanakan akan didirikan di Kelurahan Gempolkerep, Kecamatan Gedeg, Kota Mojokerto, Jawa Timur memiliki luas wilayah 94.155 Ha. Berdasarkan data dari *weather.com*, daerah ini memiliki karakteristik sebagai berikut:

- **Suhu** : 25 - 35 °C
- **Kelembaban** : 42% - 82%
- **Curah Hujan** : 9 – 7187 mm/tahun
- **Kecepatan Angin** : 3 - 9 km/jam
- **Utilitas Pendukung** : Sungai Brantas
- **Garis Lintang** : 7°18' – 7°47' Lintang Selatan dan 111°20' – 111°40' Bujur Timur

### III.6. Uraian Proses

Berdasarkan seleksi proses yang telah dijabarkan, maka metode IGCC yang lebih baik. Pada metode ini *bagasse* digunakan sebagai *feed* dari proses pembakaran yang dilakukan di *gasifier*, kemudian panas yang dihasilkan digunakan untuk menghasilkan listrik melalui *gas turbine generator* dan *steam* melalui *steam turbine generator*. *Steam* hasil pemanasan merupakan *steam* bertekanan 3 bar dengan suhu 133,52°C. *Steam* tersebut digunakan sebagai utilitas pabrik dan sebagai penggerak turbin penghasil listrik sebesar 107,83 MW pada *on season* dan *off season*,

Tahapan generasi listrik melalui metode ini dibagi menjadi lima tahapan proses, yaitu *storage*, *feedstock preparation*, pengeringan, pembentukan *steam*, dan pembangkit energi.

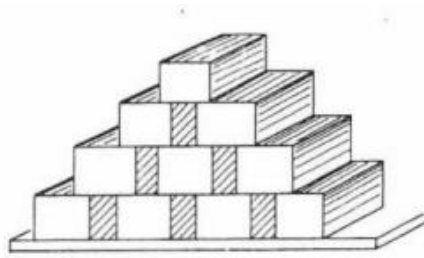
**Tabel III.3** Heuristik Uraian Proses

<i>Unit</i>	<i>Input</i>	<i>Ouput</i>	<b>Proses</b>
<i>Rotary Cutter</i>	Ampas tebu ( <i>bagasse</i> ) besar dari <i>storage</i>	Ampas tebu berukuran 2 mm	Memperkecil ukuran
Pengering	Ampas tebu basah berukuran 2 mm (30°C; 25.200 kg/jam) dan <i>flue gas</i> (283°C; 144.381 kg/jam)	Ampas tebu berukuran kecil 2 mm yang telah kering dan udara jenuh	Pengeringan ampas tebu (147,35°C)
<i>Gasifier</i>	Bagasse  Udara	<i>Syn gas</i> (928 °C; 36.210 kg/jam; 30 bar)	Pengeringan, pirolisis, reduksi, dan pembakaran bagasse.
<i>Gas Turbine</i>	<i>Flue gas</i> (1610°C; 144.381 kg/jam; 30 bar)	<i>Flue gas</i> (689°C; 1,5 bar)	Penggerakkan turbin dengan <i>flue gas</i>
<i>Steam Turbine</i>	<i>Superheated steam</i> (420°C; 269.280 kg/jam; 113 bar)	<i>Saturated steam</i> (133,52°C; 269.280 kg/jam; 3 bar)	Penggerakkan turbin dengan <i>steam</i> (ekspansi <i>steam</i> )

### III.6.1 Storage

Ampas tebu sebagai *feed* disimpan terlebih dahulu di Gudang Penyimpanan dengan dimensi 58,43 x 48,43 x 19,62 m. Hal ini dikarenakan ampas tebu tidak boleh dibiarkan di tempat terbuka, kecuali daerah yang sangat kering. Ampas tebu memiliki kemampuan untuk mengabsorpsi air sekitar 5-10 kali berat keringnya. Ampas tebu yang basah dapat menyebabkan kelapukan dan nilai kalor dari ampas tebu sebagai bahan bakar berkurang.

Sebelum dimasukan ke gudang ampas tebu terlebih dahulu di *press* yang bertujuan untuk mengurangi volume sehingga dapat menghemat kebutuh ruang pada gudang. Ampas tebu dimampatkan hingga berukuran 30 x 30 x 60 cm dan diikat dengan dua atau tiga kawat. Balok ampas tebu memiliki 600 kg/m<sup>3</sup>. Ampas tebu ditumbuk dengan kemiringan 45-50° seperti ditunjukkan pada gambar III.5, yang disebut mode “*droughtboard*”.



**Gambar III.5** Susunan “*draughtboard*” pada penyimpanan ampas tebu

(Hugot, 1986)

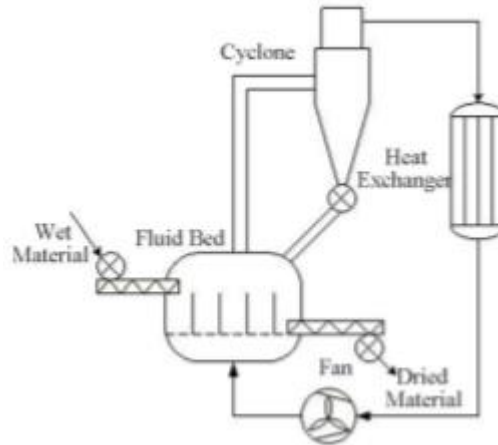
### **III.6.2 Feedstock preparation**

Pada proses ini bahan baku dipersiapkan, dimana ampas tebu yang berada dalam gudang penyimpanan akan diangkut menggunakan *Belt Conveyor* (J-111) ke *Rotary Cutter* (C-120). *Rotary Cutter* berfungsi untuk memperkecil ukuran dari ampas tebu menjadi 2 mm. Dengan pencacahan ini luas permukaan dari ampas tebu akan bertambah. Hal tersebut memungkinkan semakin cepatnya pengeringan ampas tebu serta lebih mudah terbakarnya ampas tebu pada proses selanjutnya. Selanjutnya ampas tebu dialirkan menggunakan *Screw Conveyor* (J-121) ke *Fluidized Bed Dryer* (B-130).

### **III.6.3. Pengeringan**

Tahap pengeringan ampas tebu menggunakan unit *Fluidized Bed Dryer* (B-130). Kandungan air ampas tebu sebelum memasuki *dryer* adalah 48%, sedangkan setelah dikeringkan menjadi 5%, yang merupakan kondisi optimum untuk pembakaran ampas tebu. *Fluidized Bed Dryer* (B-130) mengeringkan ampas tebu dengan menggunakan *flue gas*. *Flue gas* dialirkan dari bagian bawah unit operasi (*dryer*) dan mengenai hamparan ampas tebu di dalam unit tersebut. Hal ini menyebabkan ampas tebu bersifat sebagai fluida (*fluidized*).

(Rahman, 2003)



**Gambar III.6** *Fluidized Bed Dryer*

Pada gambar III.6 *flue gas* yang digunakan merupakan sisa *flue gas* yang dihasilkan dari HRSG dengan suhu  $147^{\circ}\text{C}$ . Fluidisasi dapat terjadi apabila kecepatan minimum fluidisasi telah tercapai. Sedangkan, kecepatan udara maksimum adalah kecepatan tertinggi udara panas sehingga tidak terjadi *entrainment*/ampas tebu yang terikut keluar *dryer*. Proses pengeringan dengan fluidisasi dapat dipercepat dengan menaikkan kecepatan *flue gas*. Kondisi ini menyebabkan luas kontak pengeringan membesar, peningkatan koefisien perpindahan kalor konveksi, dan peningkatan laju difusi uap. Dalam pengaturan kecepatan udara panas harus memperhatikan kecepatan fluidisasi minimum dan kecepatan maksimum.

Perpindahan panas dari *flue gas* ke ampas tebu dapat terjadi karena suhu bahan lebih rendah daripada suhu udara pengering yang dialirkan di sekelilingnya. Pemanasan ampas tebu oleh udara ini dapat menyebabkan tekanan uap air bahan menjadi lebih tinggi daripada tekanan uap air di udara, sehingga terjadi perpindahan massa uap air dari bahan ke udara. Apabila tekanan parsial uap air dalam bahan ternyata lebih besar daripada tekanan parsial udara sekitarnya, maka uap air akan mengalir dari dalam bahan. Sebaliknya, apabila tekanan parsial uap air di luar bahan lebih tinggi, maka uap air akan mengalir masuk ke dalam bahan. Dan apabila tekanan parsial uap air di dalam bahan sama besarnya dengan tekanan parsial uap di luar bahan maka dalam keadaan demikian tidak akan terjadi pergerakan uap air serta dalam keadaan demikian ini terjadi “*moisture equilibrium content*” atau kadar air yang seimbang. Pada proses pengeringan, laju perpindahan panas dapat dihubungkan dengan laju perpindahan massa uap air ke udara. Dalam proses pengeringan diperlukan adanya waktu istirahat (*tempering time*), yaitu waktu yang dibutuhkan oleh seluruh air di dalam bahan untuk mencapai keseimbangannya.

Setelah proses *drying*, ampas tebu akan keluar menjadi suatu produk ampas tebu kering. Ampas tebu tersebut kemudian didistribusikan ke *Circulating Fluidized Bed Gasifier* (R-210) melalui *Screw Conveyor* (J-131). Sedangkan, udara pengering akan mengalir ke *Cyclone* (H-132). *Cyclone* berfungsi untuk memisahkan udara dengan ampas tebu yang terbawa (*entrainment*) dari proses pengeringan, yang kemudian udara akan di-*recycle* kembali dan ampas tebu akan dimasukkan ke *Circulating Fluidized Bed Gasifier* (R-210).

**Kelebihan alat:**

1. Efisiensi energi hal ini terjadi karena pencampuran atau pengadukan bahan yang menyebabkan kondisi bahan hampir mendekati isothermal dimana perpindahan panas antara udara dan ampas tebu menjadi lebih mudah.
2. Keselamatan (*inert environment*) dimana bahan yang digunakan tidak berbahaya bagi lingkungan.
3. Pengeringan tipe fluidisasi cocok untuk skala besar.
4. Aliran bahan yang menyerupai fluida mengakibatkan bahan bergerak sehingga memudahkan operasinya

**Kekurangan alat:**

1. Membutuhkan energi listrik yang besar disebabkan kecepatan udara yang tinggi.
2. Dapat terjadi fluidisasi heterogen, yaitu partikel – partikel padat tidak terpisah secara sempurna

### III.6.4 Pembentukan Listrik

Ampas tebu yang sudah dikeringkan kemudian dimasukkan ke dalam unit *Circulating Fluidized Bed Gasifier* (R-210) melalui *Screw Conveyor* (J-131). *Circulating Fluidized Bed Gasifier* (R-210) adalah alat pembakaran biomassa sehingga dapat menghasilkan *syn gas*. Pembakaran biomassa pada dasarnya adalah reaksi dari biomassa dengan oksigen yang berada dalam udara. Pembakaran dengan *Circulating Fluidized Bed Gasifier* berlangsung pada suhu sekitar 900°C hingga 1300°C, karena suhu ini jauh berada dibawah suhu fusi abu, maka pelelehan abu dan permasalahan yang terkait didalamnya dapat dihindari. Suhu pembakaran yang lebih rendah tercapai disebabkan tingginya koefisien perpindahan panas sebagai akibat pencampuran cepat dalam *fluidized bed* dan ekstraksi panas yang efektif dari *bed* melalui perpindahan panas pada pipa dan dinding *bed*.

Pembakaran dengan *Circulating Fluidized Bed Gasifier* (R-210) dilakukan dengan mengalirkan udara yang terdistribusi secara merata dilewatkan ke atas melalui *bed* partikel dengan kecepatan udara berangsur-angsur naik, terbentuklah suatu keadaan dimana partikel tersuspensi dalam aliran udara-*bed* yang disebut terfluidisasikan. Kemudian terjadi pembentukan gelembung, turbulensi yang kuat, pencampuran cepat dan pembentukan permukaan *bed* yang rapat. *Bed* partikel padat menampilkan sifat cairan mendidih dan terlihat seperti fluida-*bed* gelembung atau *bubbling fluidized bed*. Jika partikel dalam keadaan terfluidisasikan dipanaskan hingga suhu nyala dan ampas tebu diinjeksikan secara terus menerus ke *bed*, ampas tebu akan terbakar dengan cepat dan mencapai suhu yang seragam. Kecepatan gas dicapai diantara kecepatan fluidisasi minimum dan kecepatan masuk partikel. Hal ini menjamin operasi *bed* yang stabil dan menghindari terbawanya partikel dalam jalur gas.

*Syn gas* yang dihasilkan oleh *Circulating Fluidized Bed Gasifier* (R-210) kemudian didinginkan melalui *Syn Gas Cooler* (E-212) dengan menggunakan udara dan *Syn Gas Cooler* (E-213) dari suhu 928,23°C menjadi 300°C. *Syn gas* yang telah didinginkan kemudian dialirkan menuju *Wet Electrostatic Precipitator* (H-220 A/B). *Wet Electrostatic Precipitator* berfungsi untuk menangkap tar dan partikel lain (partikulat dengan ukuran kecil) yang ada dalam aliran gas dari hasil proses pembakaran dengan cara memberikan muatan negatif kepada tar melalui perangkat elektroda (*discharge electrode*). Selanjutnya tar tersebut akan bergerak ke dalam sebuah kolom yang terbuat dari plat yang memiliki muatan lebih positif (*collecting electrode*), sehingga secara alami tar akan tertarik dan menempel pada plat-plat tersebut. Setelah partikulat menempel dan tar terakumulasi pada plat tersebut, sebuah sistem *rappet* khusus akan membuat tar jatuh kebawah dan keluar dari ESP bersama air keluar menuju *waste water treatment*. *Syn gas* yang sudah tidak mengandung tar akan dialirkan menuju *Combustion Chamber* (R-321).

*Combustion Chamber* (R-321) berfungsi untuk mengubah *syn gas* menjadi *flue gas*. *Combustion chamber* merupakan sebuah komponen dari *gas turbine generator* di mana pembakaran terjadi. Kombustor ini juga dikenal sebagai ruang pembakaran. Di area ini, dilakukan injeksi *syn gas* diikuti dengan proses pembakaran *syn gas* di dalam udara. Pembakaran ini mengakibatkan terjadinya ekspansi dari udara sehingga volume udara dan temperatur hasil pembakaran meningkat. Proses pembakaran di dalam *chamber* tidak akan meningkatkan tekanan udara, karena peningkatan volume udara akibat pemanasan cepat mengakibatkan udara berekspansi ke sisi turbin. Sedangkan kenaikan suhu udara hasil

pembakaran, mengindikasikan kandungan energi dalam udara (entalpi) yang naik pula. Energi ini akan dikonversikan menjadi tenaga putaran poros oleh turbin gas .

*Flue gas* hasil pembakaran *Combustion Chamber* (R-321) kemudian dialirkan menuju *Gas Turbine Generator* (N-320). *Gas Turbine Generator* (N-320) berfungsi untuk mengkonversi *flue gas* yang dihasilkan oleh *combustion chamber* menjadi energi listrik. Listrik yang dihasilkan oleh *gas turbine generator* pada saat *on season* dan *off season* sebesar 46,831 MWh.

### **III.6.5 Power Generation**

Air proses yang sudah didemineralisasi dialirkan menuju HRSG (E-330) dengan laju 269.280 kg/jam dan tekanan 113 bar kemudian dipanaskan dalam *economizer*. Di dalam *economizer*, air dipanaskan menggunakan *flue gas* dengan suhu 220,18 °C sehingga suhu air naik dari 30°C menjadi 180°C. *Flue gas* ini merupakan *flue gas* sisa dari *Gas Turbine Generator* (N-320) yang menghasilkan 21,212. Kemudian air mengalir menuju *evaporator*. *Evaporator* berfungsi untuk memanaskan air menjadi *saturated steam* dari suhu 180°C menjadi 351,8°C dengan *flue gas* bersuhu 496,4°C . *Saturated steam* selanjutnya dipanaskan kembali hingga mencapai titik lewat jenuhnya yaitu menjadi *superheated steam* melalui *superheater*. *Steam* melewati *superheater* yang terletak dalam *back pass* dan dikirim ke pipa *steam* utama. *Superheated steam* yang dihasilkan kemudian digunakan sebagai pembangkit listrik menggunakan *Steam Turbine Generator* (N-340). Listrik yang dihasilkan melalui penggunaan STG sebesar 85,65 MWh. STG memanfaatkan panas dari *superheated steam* yang diubah ke energi kinetik melalui nozel dan kemudian ke energi mekanik melalui *rotating blades*. *Steam* kemudian mengalami ekspansi dan menyebabkan suhu dan tekanannya menjadi turun dan berubah menjadi uap jenuh (*saturated steam*) dengan suhu 133,53°C dan tekanan 3 bar.

*Steam* dari *throttle valve* uap diekspansikan melalui *nozzle* ke turbin. Pada *nozzle* sendiri, uap mengalami kenaikan speed dan penurunan tekanan. Uap dari *nozzle* akan menumbuk sudu-sudu turbin sehingga poros turbin ikut berputar dan poros turbin dikopel dengan poros generator sehingga generator ikut berputar pula. Untuk mendapatkan efisiensi maksimum maka *speed* putaran rotor turbin harus tinggi dan putaran rotor generator harus rendah.

Setelah memutar turbin, *saturated steam* selanjutnya dialirkan ke proses pengolahan gula (269.280 kg/jam) pada saat *on season*, yaitu saat adanya penggilingan di



pabrik gula. Sementara pada saat *off season*, *saturated steam* akan dialirkan menuju kondenser yang selanjutnya kondensat dialirkan kembali menuju HRSG untuk digunakan kembali sebagai air proses.

### III.6.6 Unit *Demineralized Water*

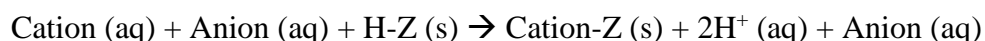
Unit ini berfungsi menghilangkan mineral – mineral yang terkandung di dalam air umpan. Air diolah dengan sistem pertukaran ion (*cation-anion exchanger*) menggunakan *Cation Exchanger* (R-240) dan *Anion Exchanger* (R-250). Hal ini dilakukan agar air yang digunakan akan sesuai dengan mutu dan persyaratan sebagai air umpan *boiler* (BFW) dan dapat menghindari terjadinya *scaling* pada unit *steam generation*.

Air sungai yang digunakan dialirkan terlebih dahulu ke *Carbon Filter* (R-230) yang berisi *activated carbon* untuk mengikat zat organik dan penghilang bau serta warna. Kemudian air mengalir ke *Cation Exchanger* (R-240) yang diisi resin kation yang akan mengikat kation dan melepaskan ion  $H^+$ . Selanjutnya air mengalir ke *Anion Exchanger* (R-250) dimana anion dalam air bertukar dgn ion  $OH^-$  dari resin anion dialirkan ke unit deaerator yang berfungsi untuk memisahkan oksigen dari air boiling feed water dengan cara menginjeksikan steam kedalam deaerator dan gas yang terbentuk dikeluarkan melalui aliran vent di dalam deaerator , oksigen dihilangkan karena akan menimbulkan korosi serta kerak. Setelah proses treatment akhirnya boiling feed water di alirkan menuju HRSG (E-320) untuk umpan pembentukan superheated steam.

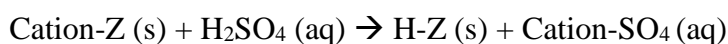
Untuk menjaga efektivitas resin kation – anion maka harus adanya regenerasi. Regenerasi resin kation dengan menggunakan larutan  $H_2SO_4$  sedangkan, resin anion dengan menggunakan larutan  $NaOH$ . Arah aliran saat regenerasi merupakan kebalikan dari saat demineralisasi air. Reaksi pengikatan ion positif dan negatif pada resin adalah sebagai berikut:

Reaksi pengikatan ion positif dan ion negatif pada resin adalah seperti proses berikut.

1. Reaksi pengikatan cation pada resin H-Z



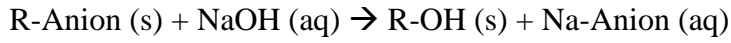
2. Reaksi regenerasi cation



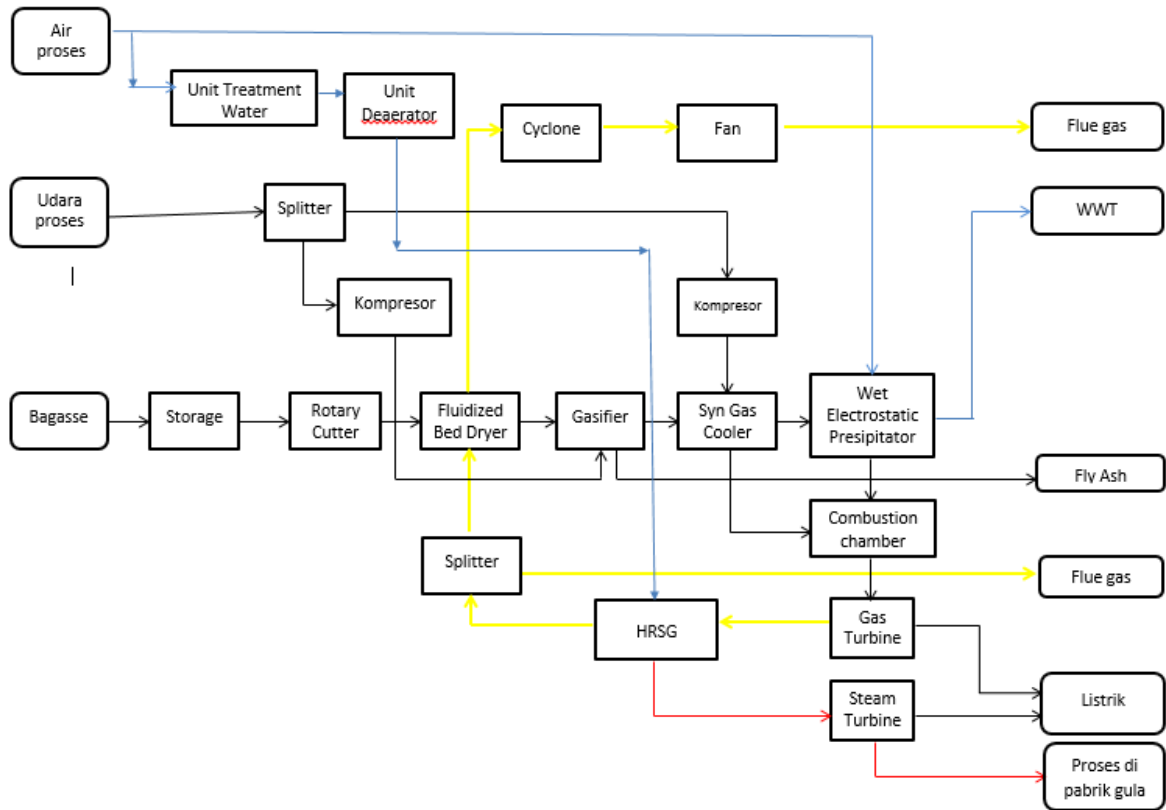
3. Reaksi pengikatan anion pada resin R-OH



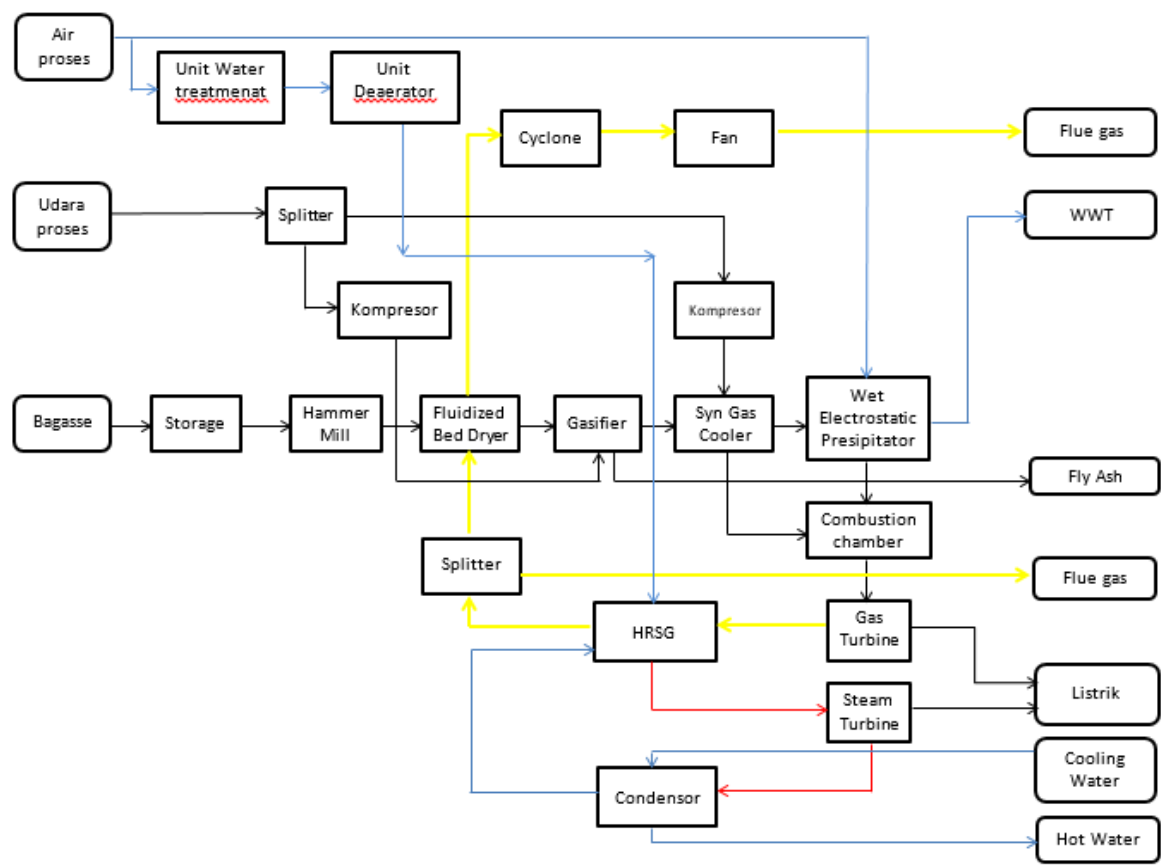
4. Reaksi regenerasi anion



Blok diagram proses pembangkit energi dari ampas tebu ditunjukkan pada gambar III.7 dan III.8 di bawah ini:



**Gambar III.7** Blok Diagram Proses Pabrik Pembangkit Energi dari Ampas Tebu *On Season*



**Gambar III.8** Blok Diagram Proses Pabrik Pembangkit Energi dari Ampas Tebu *Off Season*

## BAB IV

### NERACA MASSA DAN ENERGI

#### IV.A NERACA MASSA

Perhitungan neraca massa merupakan prinsip dasar dalam perancangan desain sebuah pabrik. Dari neraca massa dapat ditentukan kapasitas produksi, kebutuhan bahan baku, dan kebutuhan lain yang terkait dalam perhitungan. Dalam perhitungan ini berlaku teori Hukum Kekekalan Massa dengan asumsi aliran *steady state*. Maka rumus yang digunakan :

$$[\text{Akumulasi}] = [\text{Aliran Massa Masuk}] - [\text{Aliran Massa Keluar}] + [\text{Reaksi}]$$

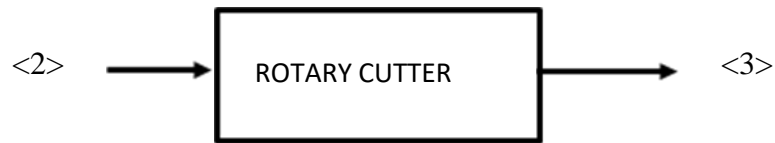
Karena asumsi aliran *steady state* maka akumulasi massa sama dengan nol, sehingga neraca massa pembangkit energi dari ampas tebu dapat dihitung sebagai berikut : Pabrik beroperasi selama 300 hari dengan kapasitas total *bagasse* 30% dari massa tebu pabrik gula Gempolkrep. Selama *on season* 60% dari total pasokan *bagasse* masuk setiap harinya akan diolah untuk memenuhi kebutuhan *steam* dan listrik selama musim giling (180 hari). Selanjutnya 40% *bagasse* yang terakumulasi selama musim giling akan diproses saat *off season* selama 120 hari untuk menghasilkan listrik. Untuk *bagasse* yang masih tersisa, selanjutnya akan dijual ke pabrik kertas.

#### IV.1 Neraca Massa *On Season*

Kapasitas Pabrik *On season*

Kapasitas Pabrik Gula	:	7200	ton/hari
Kapasitas <i>bagasse</i> (30% dari tebu)	:	2160	ton/hari
	:	90.000	Kg/jam
(60% dari <i>bagasse</i> )	:	54000	kg/jam
	:	15	kg/s
Waktu operasi dalam 1 tahun	:	180	Hari
Waktu operasi dalam 1 hari	:	24	Jam
Basis perhitungan	:	1	Jam

## 1. ROTARY CUTTER (C-120)



Keterangan :

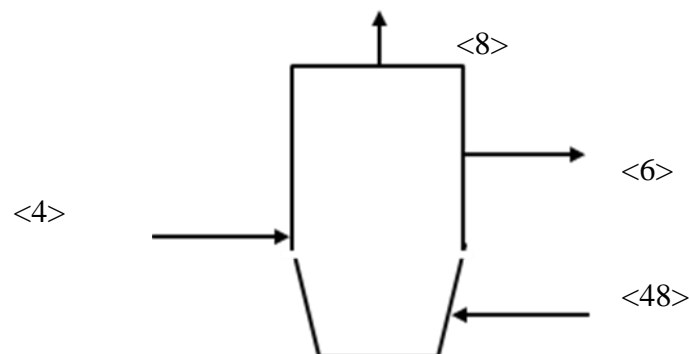
Aliran <2> = *Wet Bagasse sebelum dihaluskan*

Aliran <3> = *Wet Bagasse setelah dihaluskan*

**Tabel IV.1** Neraca Massa *Hammer Mill*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<2>		<3>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,2284	12332,46	0,2284	12332,46
N <sub>2</sub>	0,0031	167,44	0,0031	167,44
H <sub>2</sub>	0,0403	2176,31	0,0403	2176,31
O <sub>2</sub>	0,2449	13225,34	0,2449	13225,34
CO	0,0000	0,00	0,0000	0,00
CO <sub>2</sub>	0,0000	0,00	0,0000	0,00
Ash	0,0033	178,45	0,0033	178,45
H <sub>2</sub> O	0,4800	25920,00	0,4800	25920,00
CH <sub>4</sub>	0,0000	0,00	0,0000	0,00
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>54000,000</b>	<b>1,0000</b>	<b>54000,000</b>

## 2. FLUIDIZED BED DRYER (B-130)



Keterangan :

Aliran <4> = *Wet Bagasse sebelum proses pengeringan*

Aliran <48> = Udara Pengeringan masuk

Aliran <7> = Udara Pengeringan keluar

Aliran <6> = *Dry Bagasse* setelah proses pengeringan

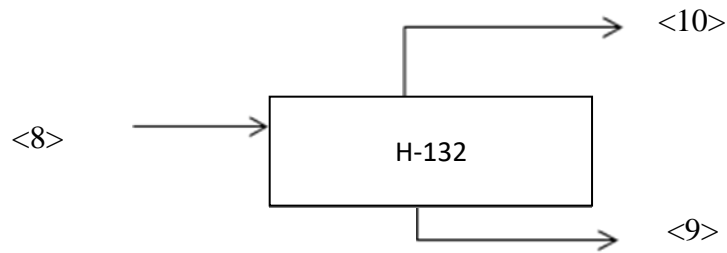
**Tabel IV.2** Neraca Massa *Fluidized Bed Dryer* Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<4>		<48>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,2284	12332,46	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub>	0,0031	167,44	0,6926	214275,5617
H <sub>2</sub>	0,0403	2176,31	0,0008	237,2251
O <sub>2</sub>	0,2449	13225,34	0,1044	32289,3700
CO	0,0000	0,00	0,0084	2595,4931
CO <sub>2</sub>	0,0000	0,00	0,1292	39959,8650
Ash	0,0033	178,45	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,4800	25920,00	0,0646	19992,9946
CH <sub>4</sub>	0,0000	0,00	0,0001	38,4082
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>54000,00</b>	<b>1,0000</b>	<b>309388,9176</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>363388,9176</b>			

**Tabel IV.3** Neraca Massa *Fluidized Bed Dryer* Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<8>		<6>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0007	246,65	0,4014	12085,8061
N <sub>2</sub>	0,6429	214278,91	0,0054	164,0922
H <sub>2</sub>	0,0008	280,75	0,0708	2132,7861
O <sub>2</sub>	0,0977	32553,88	0,4304	12960,8362
CO	0,0078	2595,49	0,0000	0,0000
CO <sub>2</sub>	0,1199	39959,87	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	3,57	0,0058	174,8794
H <sub>2</sub> O	0,1300	43320,99	0,0861	2592,0000
CH <sub>4</sub>	0,0001	38,4082	0,0000	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>333278,52</b>	<b>1,0000</b>	<b>30110,4000</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>363388,9176</b>			

### 3. CYCLONE (H-132)



Keterangan :

Aliran <8> = Flue gas pengering yang keluaran *fluidized bed dryer*

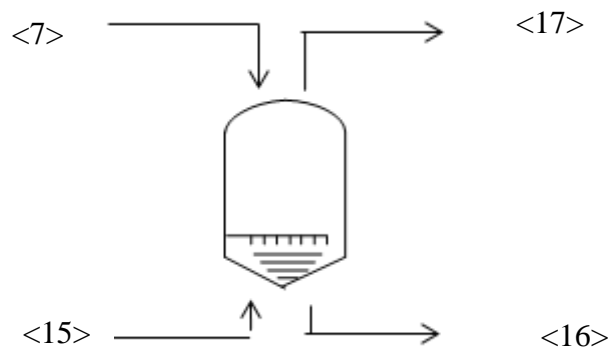
Aliran <10> = Flue gas keluar *cyclone*

Aliran <9> = Bagasse keluar *cyclone*

**Tabel IV.4** Neraca Massa *Cyclone*

Komponen	Masuk		Keluar			
	<8>		<10>		<9>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0007	246,65	0,0000	4,93	0,4014	241,716122
N <sub>2</sub>	0,6429	214278,91	0,6441	214275,63	0,0054	3,28184438
H <sub>2</sub>	0,0008	280,75	0,0007	238,10	0,0708	42,6557215
O <sub>2</sub>	0,0977	32553,88	0,0971	32294,66	0,4304	259,216724
CO	0,0078	2595,49	0,0078	2595,49	0,0000	0
CO <sub>2</sub>	0,1199	39959,87	0,1201	39959,87	0,0000	0
Ash	0,0000	3,57	0,0000	0,07	0,0058	3,49758864
H <sub>2</sub> O	0,1300	43320,99	0,1301	43269,15	0,0861	51,84
CH <sub>4</sub>	0,0001	38,41	0,0001	38,41	0,0000	0
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>333278,52</b>	<b>1,0000</b>	<b>332676,31</b>	<b>1,0000</b>	<b>602,2080</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>333278,52</b>		<b>333278,5</b>			

### 4. GASIFIER (R-120)



Keterangan :

Aliran <7> = Bagasse kering

Aliran <15> = Udara masuk  
 Aliran <17> = *Syn gas* keluar.  
 Aliran <16> = *Ash* keluar.

**Tabel IV.5** Neraca Massa *Gasifier* Arus Masuk

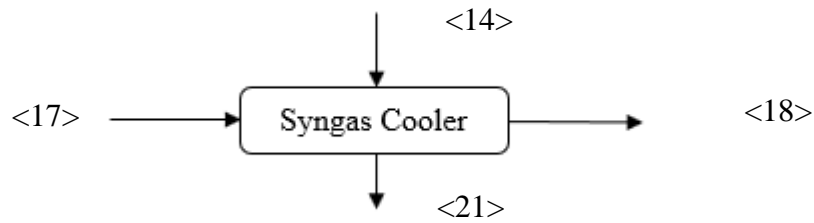
Komponen	Masuk			
	<7>		<15>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,4014	12327,5222	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub>	0,0054	167,3741	0,7670	36096,0532
H <sub>2</sub>	0,0708	2175,4418	0,0000	0,0000
O <sub>2</sub>	0,4304	13220,0529	0,2330	10965,8896
CO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ash	0,0058	178,3770	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0861	2643,8400	0,0000	0,0000
CH <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Tar	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Char	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>30712,6080</b>	<b>1,0000</b>	<b>47061,9428</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>77774,551</b>			

**Tabel IV.6** Neraca Massa *Gasifier* Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<17>		<16>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,0	0,0221	4,0365
N <sub>2</sub>	0,4674	36263,4	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub>	0,0306	2372,3	0,0000	0,0000
O <sub>2</sub>	0,1292	10023,8	0,0000	0,0000
CO	0,3345	25954,9	0,0000	0,0000
CO <sub>2</sub>	0,0297	2301,6	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0	0,9779	178,3770
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0	0,0000	0,0000
CH <sub>4</sub>	0,0049	384,1	0,0000	0,0000
Tar	0,0021	165,0	0,0000	0,0000
Char	0,0017	128,4	0,0000	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>77593,4</b>	<b>1,0000</b>	<b>182,4135</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>77775,808</b>			



## 5. SYNGAS COOLER (E-212)



Keterangan :

Aliran <14> = *Process Air* masuk.

Aliran <21> = *Process Air* keluar.

Aliran <17> = *Syngas* masuk.

Aliran <18> = *Syngas* keluar.

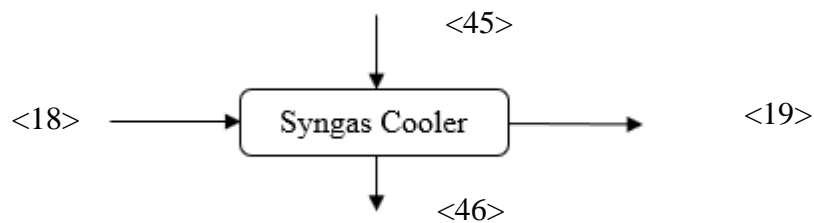
**Tabel IV.7** Neraca Massa *Syngas Cooler* Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<17>		<14>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub>	0,4674	36263,4273	0,7670	178012,1344
H <sub>2</sub>	0,0306	2372,2505	0,0000	0,0000
O <sub>2</sub>	0,1292	10023,8198	0,2330	54076,6979
CO	0,3345	25954,9309	0,0000	0,0000
CO <sub>2</sub>	0,0297	2301,5751	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH <sub>4</sub>	0,0049	384,0816	0,0000	0,0000
Tar	0,0021	164,9520	0,0000	0,0000
Char	0,0017	128,3576	0,0000	0,0000
<b>Total</b>	1,0000	77593,3948	1,0000	232088,8323
<b>Total Aliran</b>	<b>309682,2271</b>			

**Tabel IV.8** Neraca Massa *Syngas Cooler* Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<18>		<21>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub>	0,4674	36263,4273	0,7670	178012,1344
H <sub>2</sub>	0,0306	2372,2505	0,0000	0,0000
O <sub>2</sub>	0,1292	10023,8198	0,2330	54076,6979
CO	0,3345	25954,9309	0,0000	0,0000
CO <sub>2</sub>	0,0297	2301,5751	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH <sub>4</sub>	0,0049	384,0816	0,0000	0,0000
Tar	0,0021	164,9520	0,0000	0,0000
Char	0,0017	128,3576	0,0000	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>77593,3948</b>	<b>1,0000</b>	<b>232088,8323</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>309682,2271</b>			

**6. SYNGAS COOLER (E-213)**



Keterangan :

Aliran <45> = *Water Process* masuk.

Aliran <46> = *Water Process* keluar.

Aliran <18> = *Syngas* masuk.

Aliran <19> = *Syngas* keluar.

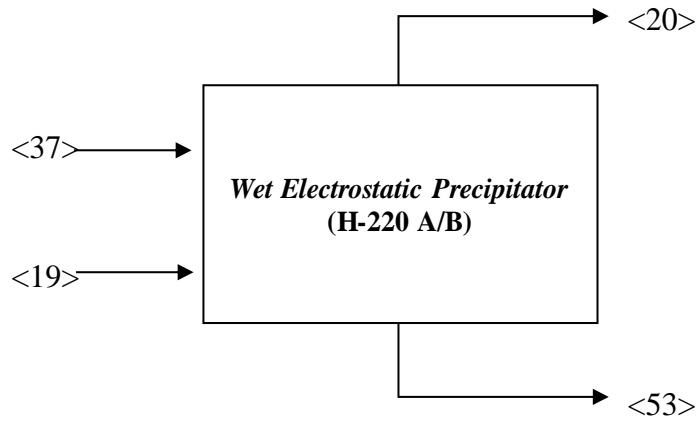
**Tabel IV.9** Neraca Massa *Syngas Cooler* Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<18>		<44>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,4674	36263,4273
H <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0306	2372,2505
O <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,1292	10023,8198
CO	0,0000	0,0000	0,3345	25954,9309
CO <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0297	2301,5751
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	1,0000	269280,3892	0,0000	0,0000
CH <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	0,0049	384,0816
Tar	0,0000	0,0000	0,0021	164,9520
Char	0,0000	0,0000	0,0017	128,3576
<b>Total</b>	1,0000	269280,3892	1,0000	77593,3948
<b>Total Aliran</b>	<b>346873,7840</b>			

**Tabel IV.10** Neraca Massa *Syngas Cooler* Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<19>		<45>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,4674	36263,4273
H <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0306	2372,2505
O <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,1292	10023,8198
CO	0,0000	0,0000	0,3345	25954,9309
CO <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0297	2301,5751
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	1,0000	269280,3892	0,0000	0,0000
CH <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	0,0049	384,0816
Tar	0,0000	0,0000	0,0021	164,9520
Char	0,0000	0,0000	0,0017	128,3576
<b>Total</b>	1,0000	269280,3892	1,0000	77593,3948
<b>Total Aliran</b>	<b>346873,7840</b>			

## 7. WET ELECTROSTATIC PRECIPITATOR (H-220 A/B)



Keterangan:

Aliran <37> = *Demin Water*

Aliran <18> = *Syn gas yang mengandung tar*

Aliran <19> = *Syn gas keluar Electrostatic Precipitator*

Aliran <53> = *Demin Water yang mengandung tar keluar Electrostatic Precipitator*

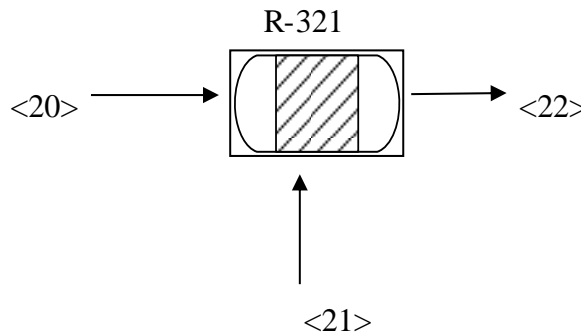
**Tabel IV.11** Neraca Massa *Wet Electrostatic Precipitator* Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<37>		<19>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,00	0,000	0,00
N <sub>2</sub>	0,000	0,00	0,467	36263,43
H <sub>2</sub>	0,000	0,00	0,031	2372,25
O <sub>2</sub>	0,000	0,00	0,129	10023,82
CO	0,000	0,00	0,334	25954,93
CO <sub>2</sub>	0,000	0,00	0,030	2301,58
Ash	0,000	0,00	0,000	0,00
H <sub>2</sub> O	1,000	100,00	0,000	0,00
CH <sub>4</sub>	0,000	0,00	0,005	384,08
Tar	0,000	0,00	0,002	164,95
Char	0,000	0,00	0,002	128,36
<b>Total</b>	<b>1,000</b>	<b>100,00</b>	<b>1,000</b>	<b>77593,39</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>77693,39</b>			

**Tabel IV.12** Neraca Massa *Wet Electrostatic Precipitator* Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<20>		<53>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,000	0,000	0,00
N <sub>2</sub>	0,469	36263,43	0,000	0,00
H <sub>2</sub>	0,031	2372,25	0,000	0,00
O <sub>2</sub>	0,130	10023,82	0,000	0,00
CO	0,336	25954,93	0,000	0,00
CO <sub>2</sub>	0,030	2301,58	0,000	0,00
Ash	0,000	0,00	0,000	0,00
H <sub>2</sub> O	0,000	0,00	0,254	100,00
CH <sub>4</sub>	0,005	384,08	0,000	0,00
Tar	0,000	0,00	0,419	164,95
Char	0,000	0,00	0,326	128,36
<b>Total</b>	<b>1,00</b>	<b>77300,09</b>	<b>1,00</b>	<b>393,31</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>77693,39</b>			

**8. COMBUSTION CHAMBER (R-321)**



Keterangan :

Aliran <20> = *Syn gas* masuk

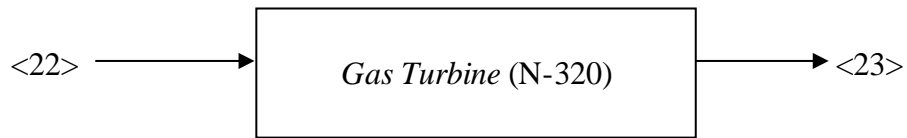
Aliran <21> = Udara masuk

Aliran <22> = *flue gas* keluar

**Tabel IV.13** Neraca Massa *Combustion Chamber*

Komponen	Masuk				Keluar	
	<20>		<21>		<22>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,00	0,000	0,0	0,000	0,0
N <sub>2</sub>	0,469	36263,43	0,767	178012,1	0,693	214275,6
H <sub>2</sub>	0,031	2372,25	0,000	0,0	0,001	237,2
O <sub>2</sub>	0,130	10023,82	0,233	54076,7	0,104	32289,4
CO	0,336	25954,93	0,000	0,0	0,008	2595,5
CO <sub>2</sub>	0,030	2301,58	0,000	0,0	0,129	39959,9
Ash	0,000	0,00	0,000	0,0	0,000	0,0
H <sub>2</sub> O	0,000	0,00	0,000	0,0	0,065	19993,0
CH <sub>4</sub>	0,005	384,08	0,000	0,0	0,000	38,4
<b>Total</b>	<b>1,000</b>	<b>77300,09</b>	<b>1,000</b>	<b>232088,8</b>	<b>1,000</b>	<b>309388,9</b>
<b>Total aliran</b>	<b>309388,92</b>				<b>309388,92</b>	

## 9. GAS TURBINE (N-320)



Keterangan :

Aliran <22> = *Syn gas* masuk

Aliran <23> = *Flue gas* keluar

**Tabel IV.14** Neraca Massa *Gas Turbine*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<22>		<23>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,000	0,000	0,000
N <sub>2</sub>	0,693	214275,562	0,693	214275,562
H <sub>2</sub>	0,001	237,225	0,001	237,225
O <sub>2</sub>	0,104	32289,370	0,104	32289,370
CO	0,008	2595,493	0,008	2595,493
CO <sub>2</sub>	0,129	39959,865	0,129	39959,865
Ash	0,000	0,000	0,000	0,000
H <sub>2</sub> O	0,065	19992,995	0,065	19992,995
CH <sub>4</sub>	0,000	38,408	0,000	38,408
<b>Total</b>	1,000	<b>309388,918</b>	1,000	<b>309388,918</b>
<b>Total aliran</b>	<b>309388,918</b>		<b>309388,918</b>	

## 10. HEAT RECOVERY STEAM GENERATOR (E-330)



Keterangan :

Aliran <23> = *hot flue gas* masuk HRSG

Aliran <47> = air demin masuk HRSG

Aliran <48> = *flue gas* keluar HRSG

Aliran <24> = *steam* keluar HRSG

**Tabel IV.15** Neraca Massa *HRSG* Masuk

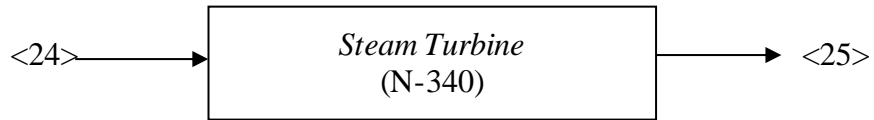
Komponen	Masuk			
	<47>		<23>	
	Fraksi		Fraksi	
C	0,00	0,00	0,00	0,0000
N <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,69	214275,562
H <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	237,2251
O <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,10	32289,3700
CO	0,00	0,00	0,01	2595,4931
CO <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,13	39959,8650
Ash	0,00	0,00	0,00	0,0000
H <sub>2</sub> O	1,00	269280,39	0,06	19992,9946
CH <sub>4</sub>	0,00	0,00	0,00	38,4082
<b>Total</b>	1,00	269280,39	1,00	309388,918
<b>Total Aliran</b>	<b>578669,3068</b>			



**Tabel IV.16** Neraca Massa *HRS*G Keluar

Komponen	Keluar			
	<24>		<48>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,00	0,00	0,0000
N <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,69	214275,562
H <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	237,2251
O <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,10	32289,3700
CO	0,00	0,00	0,01	2595,4931
CO <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,13	39959,8650
Ash	0,00	0,00	0,00	0,0000
H <sub>2</sub> O	1,00	269280,39	0,06	19992,9946
CH <sub>4</sub>	0,00	0,00	0,00	38,4082
<b>Total</b>	1,00	269280,39	1,00	309388,918
<b>Total Aliran</b>	<b>578669,3068</b>			

## 11. STEAM TURBINE (N-310)



Keterangan :

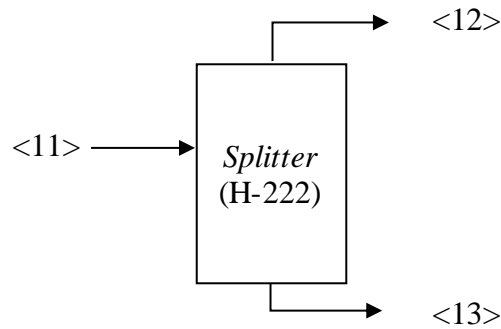
Aliran <24> = *Steam* masuk turbin

Aliran <25> = *Steam* sisa keluar turbin

**Tabel IV.17** Neraca Massa *Gas Turbine*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<24>		<25>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,000	0,000	0,000
N <sub>2</sub>	0,000	0,000	0,000	0,000
H <sub>2</sub>	0,000	0,000	0,000	0,000
O <sub>2</sub>	0,000	0,000	0,000	0,000
CO	0,000	0,000	0,000	0,000
CO <sub>2</sub>	0,000	0,000	0,000	0,000
Ash	0,000	0,000	0,000	0,000
H <sub>2</sub> O	1,000	269280,389	1,000	269280,389
CH <sub>4</sub>	0,000	0,000	0,000	0,000
<b>Total</b>	1,000	269280,389	1,000	269280,389
<b>Total aliran</b>	<b>269280,389</b>		<b>269280,389</b>	

## 12. SPLITTER (H-222)



Keterangan :

Aliran <11> = Udara masuk

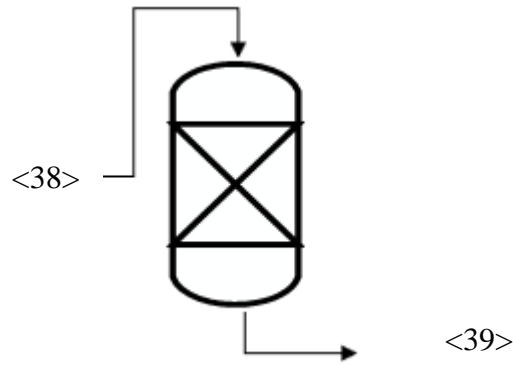
Aliran <12> = Udara untuk kompresor *combustion chamber*

Aliran <13> = Udara untuk kompresor *gasifier*

**Tabel IV.18** Neraca Massa Splitter

Komponen	Masuk		Keluar			
	<11>		<12>		<13>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub>	0,7670	214108,2	0,7670	178012,1	0,7670	36096,0532
H <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O <sub>2</sub>	0,2330	65042,6	0,2330	54076,7	0,2330	10965,8896
CO <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Total</b>	1,0000	<b>279150,8</b>	1,0000	<b>232088,83</b>	1,0000	<b>47061,9428</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>279150,8</b>		<b>279150,8</b>			

### 13. TANGKI REAKTOR CARBON FILTER/UNIT DEMIN WATER (R-230)



Keterangan :

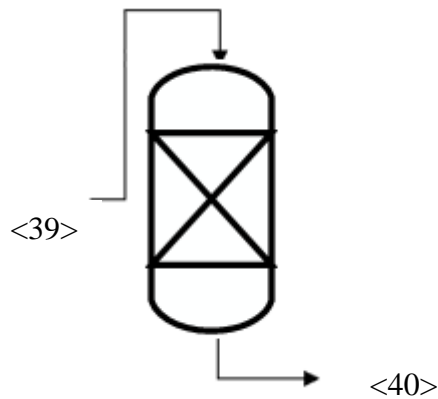
Aliran <38> = Air Masuk tangki *Carbon Filter*

Aliran <39> = Air keluar *Carbon Filter* dan masuk *Cation Exchanger*

**Tabel IV.19** Neraca Massa Reaktor *Carbon Filter* / Unit *Demin Water*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<38>		<39>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,000	0,00	0,000
N <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
H <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
O <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
CO	0,00	0,000	0,00	0,000
CO <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
Ash	0,00	0,000	0,00	0,000
H <sub>2</sub> O	0,99	80784,117	0,99	80784,117
TSS	0,01	1130,978	0,00	0,000
CH <sub>4</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
<b>Total</b>	1,00	81915,094	0,99	81915,094
<b>Total aliran</b>	<b>81915,094</b>		<b>81915,094</b>	

#### 14. TANGKI REAKTOR CATION EXCHANGER / UNIT DEMIN WATER (R-240)



Keterangan :

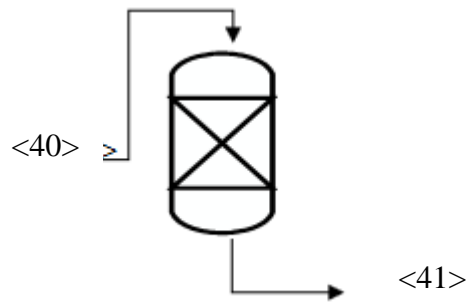
Aliran <39> = Air Masuk reaktor *Cation Exchanger*

Aliran <40> = Air keluar *Cation Exchanger*

**Tabel IV.20** Neraca Massa Reaktor *Cation Exchanger* / Unit *Demin Water*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<39>		<40>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,000	0,00	0,000
N <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
H <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
O <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
CO	0,00	0,000	0,00	0,000
CO <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
Ash	0,00	0,000	0,00	0,000
H <sub>2</sub> O	0,97	80784,117	0,97	80784,117
CaCO <sub>3</sub>	0,03	2423,524	0,00	0,000
CH <sub>4</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
<b>Total</b>	1,00	83207,640	0,97	83207,640
<b>Total aliran</b>	<b>83207,640</b>		<b>83207,640</b>	

## 15. TANGKI REAKTOR ANION EXCHANGER/UNIT DEMIN WATER (R-250)



Keterangan ;

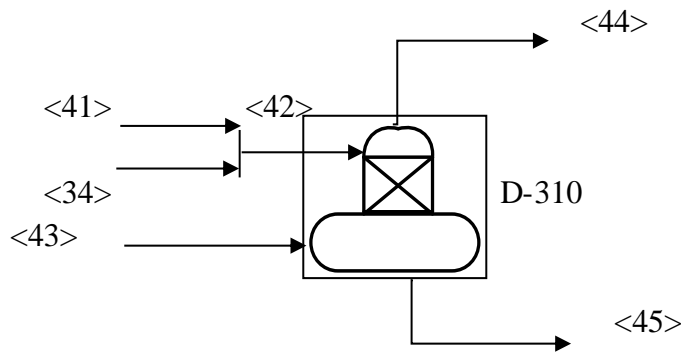
Aliran <40> = Air Masuk reaktor *AnionExchanger*

Aliran <41> = Air keluar *Anion Exchanger*

**Tabel IV.21** Neraca Massa *Anion Exchanger / Unit Demin Water*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<40>		<41>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,000	0,00	0,000
N <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
H <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
O <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
CO	0,00	0,000	0,00	0,000
CO <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
Ash	0,00	0,000	0,00	0,000
H <sub>2</sub> O	0,97	80784,117	0,97	80784,117
CO <sub>3</sub> <sup>2-</sup>	0,03	2423,524	0,00	0,000
CH <sub>4</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
<b>Total</b>	1,00	83207,640	0,97	83207,640
<b>Total aliran</b>		<b>83207,640</b>		<b>83207,640</b>

## 16. DEAERATOR (D-310)



### Keterangan

Aliran <41> = BFW dari anion kation exchanger

Aliran <34> = kondensat dari pabrik gula

Aliran <42> = Air Boiler Feed Water Masuk menuju Dearator

Aliran <44> = Vent steam keluar

Aliran <43> = Steam masuk Dearator

Aliran <45> = Air Umpan boiler keluar

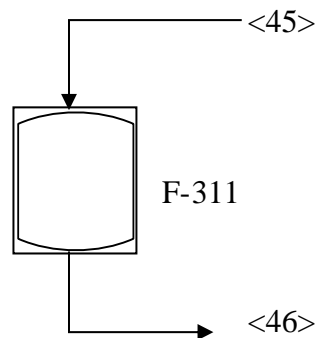
**Tabel IV.22** Neraca Massa Dearator Arus Masuk

Komponen	Masuk					
	<41>		<34>		<43>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,00	0,00	0,0000	0,00	0,0000
N <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	0,000	0,00	0,000
H <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	0,0000	0,00	0,0000
O <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,10	18849,627	0,00	0,000
CO	0,00	0,00	0,00	0,0000	0,00	0,0000
CO <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	0,000	0,00	0,000
Ash	0,00	0,00	0,00	0,0000	0,00	0,0000
H <sub>2</sub> O	1,00	80784,12	0,90	169646,6452	1,00	37699,2545
CH <sub>4</sub>	0,00	0,00	0,00	0,0000	0,00	0,0000
<b>Total</b>	1,00	80784,12	1,00	188496,272	1,00	37699,254
<b>Total Aliran</b>	<b>306980</b>					

**Tabel IV.23** Neraca Massa *Dearator Arus Keluar*

Komponen	keluar			
	<44>		<45>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0	0	0	0
N <sub>2</sub>	0	0	0	0
H <sub>2</sub>	0	0	0	0
O <sub>2</sub>	1	18850	0	0
CO	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>	0	0	0	0
Ash	0	0	0	0
H <sub>2</sub> O	1	18850	1	269280
CH <sub>4</sub>	0	0	0	0
<b>Total</b>	1	37699	1	269280
<b>Total Aliran</b>	<b>306980</b>			

**17. TANGKI DEAERATOR (F-311)**



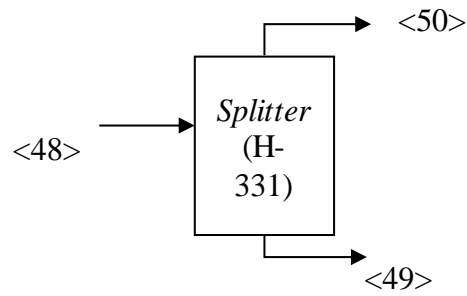
Aliran <45> = Air Boiler Feed Water Masuk  
 Aliran <46> = Air Boiler Feed Water Keluar



**Tabel IV.23** Neraca Massa *Dearator*

<b>Komponen</b>	<b>Masuk</b>		<b>Keluar</b>	
	<b>&lt;45&gt;</b>		<b>&lt;46&gt;</b>	
	<b>Fraksi</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Fraksi</b>	<b>Massa (kg)</b>
C	0,00	0,000	0,00	0,000
N <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
H <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
O <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
CO	0,00	0,000	0,00	0,000
CO <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
Ash	0,00	0,000	0,00	0,000
H <sub>2</sub> O	1,00	269280,389	1,00	269280,389
CH <sub>4</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
<b>Total</b>	1,00	269280,389	1,00	269280,389
<b>Total aliran</b>	<b>269280,389</b>		<b>269280,389</b>	

## 18. SPLITTER (H-331)



Keterangan :

Aliran <48> = flue gas masuk

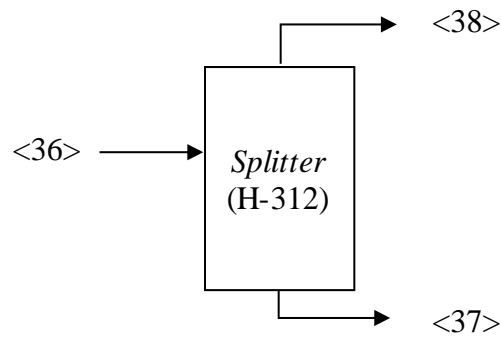
Aliran <49> = flue gas masuk ke fluidized bed dryer

Aliran <50> = flue gas keluar

**Tabel IV.24** Neraca Massa Splitter

Komponen	Masuk		Keluar			
	<48>		<50>		<49>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)
C	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
N <sub>2</sub>	0,7	214275,6	0,7	69458,6	0,7	144817,0
H <sub>2</sub>	0,0	237,2	0,0	76,9	0,0	160,3
O <sub>2</sub>	0,1	32289,4	0,1	10466,8	0,1	21822,6
CO	0,0	2595,5	0,0	841,3	0,0	1754,1
CO <sub>2</sub>	0,1	39959,9	0,1	12953,2	0,1	27006,7
Ash	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
H <sub>2</sub> O	0,1	19993,0	0,1	6480,8	0,1	13512,2
CH <sub>4</sub>	0,0	38,4	0,0	12,5	0,0	26,0
<b>Total</b>	1,0	309388,9	1,0	100290,1	1,0	209098,8
<b>Total Aliran</b>	<b>309388,9</b>		<b>309388,9</b>			

## 19. SPLITTER (H-342)



Keterangan :

Aliran <36> = air masuk

Aliran <37> = air masuk ke wet electrostatic presipitator

Aliran <38> = air masuk ke HRSG

**Tabel IV.25** Neraca Massa Splitter

Komponen	Masuk		Keluar			
	<36>		<38>		<37>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)
C	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
N <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
H <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
O <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
CO <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Ash	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
H <sub>2</sub> O	1,0	83207,6	1,0	393,3	1,0	82814,3
CH <sub>4</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
<b>Total</b>	1,0	83207,6	1,0	393,3	1,0	82814,3
<b>Total Aliran</b>	<b>83208</b>		<b>83208</b>			

## IV.2 Neraca Massa *Off Season*

### Kapasitas Pabrik *Off season*

Kapasitas Pabrik Gula	:	7200	ton/hari
Kapasitas <i>bagasse</i> (30% dari tebu)	:	2160	ton/hari
	:	90.000	Kg/jam
(40% dari <i>bagasse</i> )	:	54.000	kg/jam
	:	15	kg/s
Waktu operasi dalam 1 tahun	:	120	hari
Waktu operasi dalam 1 hari	:	24	jam
Basis perhitungan	:	1	jam

### 1. ROTARY CUTTER (C-120)



Keterangan :

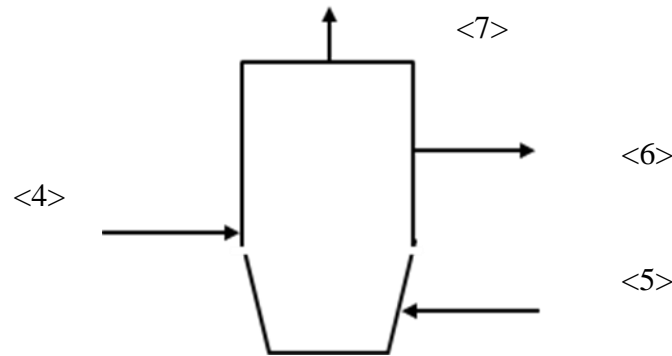
Aliran <2> = *Wet Bagasse sebelum dihaluskan*

Aliran <3> = *Wet Bagasse setelah dihaluskan*

**Tabel IV.26** Neraca Massa *Rotary Cutter*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<2>		<3>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,2284	12332,46	0,2284	12332,46
N <sub>2</sub>	0,0031	167,44	0,0031	167,44
H <sub>2</sub>	0,0403	2176,31	0,0403	2176,31
O <sub>2</sub>	0,2449	13225,34	0,2449	13225,34
CO	0,0000	0,00	0,0000	0,00
CO <sub>2</sub>	0,0000	0,00	0,0000	0,00
Ash	0,0033	178,45	0,0033	178,45
H <sub>2</sub> O	0,4800	25920,00	0,4800	25920,00
CH <sub>4</sub>	0,0000	0,00	0,0000	0,00
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>54000,000</b>	<b>1,0000</b>	<b>54000,000</b>

## 2. FLUIDIZED BED DRYER (B-130)



Keterangan :

Aliran <4> = *Wet Bagasse* sebelum proses pengeringan

Aliran <5> = Udara Pengeringan masuk

Aliran <7> = Udara Pengeringan keluar

Aliran <6> = *Dry Bagasse* setelah proses pengeringan

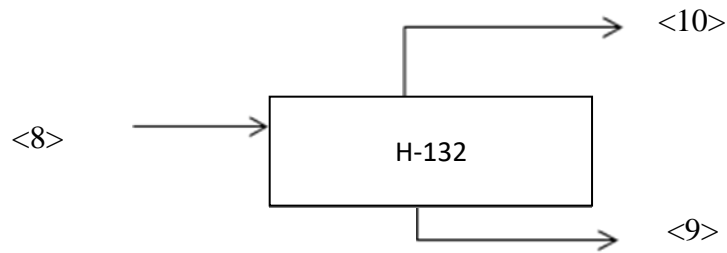
**Tabel IV.27** Neraca Massa *Fluidized Bed Dryer* Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<4>		<48>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,2284	12332,46	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub>	0,0031	167,44	0,6926	214275,5617
H <sub>2</sub>	0,0403	2176,31	0,0008	237,2251
O <sub>2</sub>	0,2449	13225,34	0,1044	32289,3700
CO	0,0000	0,00	0,0084	2595,4931
CO <sub>2</sub>	0,0000	0,00	0,1292	39959,8650
Ash	0,0033	178,45	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,4800	25920,00	0,0646	19992,9946
CH <sub>4</sub>	0,0000	0,00	0,0001	38,4082
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>54000,00</b>	<b>1,0000</b>	<b>309388,9176</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>363388,9176</b>			

**Tabel IV.28** Neraca Massa *Fluidized Bed Dryer* Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<8>		<6>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0007	246,65	0,4014	12085,8061
N <sub>2</sub>	0,6429	214278,91	0,0054	164,0922
H <sub>2</sub>	0,0008	280,75	0,0708	2132,7861
O <sub>2</sub>	0,0977	32553,88	0,4304	12960,8362
CO	0,0078	2595,49	0,0000	0,0000
CO <sub>2</sub>	0,1199	39959,87	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	3,57	0,0058	174,8794
H <sub>2</sub> O	0,1300	43320,99	0,0861	2592,0000
CH <sub>4</sub>	0,0001	38,4082	0,0000	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>333278,52</b>	<b>1,0000</b>	<b>30110,4000</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>363388,9176</b>			

### 3. CYCLONE (H-132)



Keterangan :

Aliran <8> = *Flue gas pengering yang keluaran fluidized bed dryer*

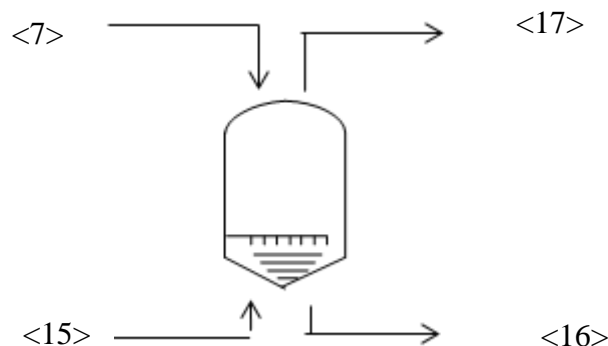
Aliran <10> = *Flue gas keluar cyclone*

Aliran <9> = *Bagasse keluar cyclone*

**Tabel IV.29** Neraca Massa Cyclone

Komponen	Masuk		Keluar			
	<8>		<10>		<9>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0007	246,65	0,0000	4,93	0,4014	241,716122
N <sub>2</sub>	0,6429	214278,91	0,6441	214275,63	0,0054	3,28184438
H <sub>2</sub>	0,0008	280,75	0,0007	238,10	0,0708	42,6557215
O <sub>2</sub>	0,0977	32553,88	0,0971	32294,66	0,4304	259,216724
CO	0,0078	2595,49	0,0078	2595,49	0,0000	0
CO <sub>2</sub>	0,1199	39959,87	0,1201	39959,87	0,0000	0
Ash	0,0000	3,57	0,0000	0,07	0,0058	3,49758864
H <sub>2</sub> O	0,1300	43320,99	0,1301	43269,15	0,0861	51,84
CH <sub>4</sub>	0,0001	38,41	0,0001	38,41	0,0000	0
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>333278,52</b>	<b>1,0000</b>	<b>332676,31</b>	<b>1,0000</b>	<b>602,2080</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>333278,52</b>		<b>333278,5</b>			

### 4. GASIFIER (R-120)



Keterangan :

Aliran <7> = *Bagasse kering*

Aliran <15> = *Udara masuk*

Aliran <17> = *Syn gas* keluar.

Aliran <16> = *Ash* keluar.

**Tabel IV.30** Neraca Massa *Gasifier* Arus Masuk

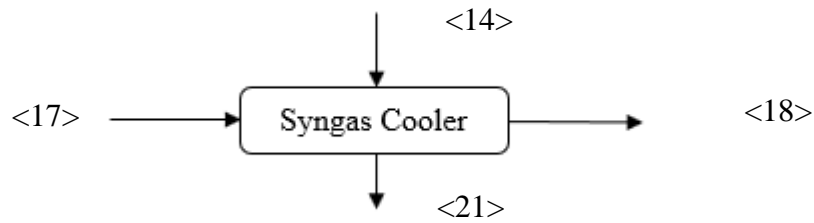
Komponen	Masuk			
	<7>		<15>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,4014	12327,5222	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub>	0,0054	167,3741	0,7670	36096,0532
H <sub>2</sub>	0,0708	2175,4418	0,0000	0,0000
O <sub>2</sub>	0,4304	13220,0529	0,2330	10965,8896
CO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ash	0,0058	178,3770	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0861	2643,8400	0,0000	0,0000
CH <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Tar	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Char	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>30712,6080</b>	<b>1,0000</b>	<b>47061,9428</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>77774</b>			

**Tabel IV.31** Neraca Massa *Gasifier* Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<17>		<16>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,0	0,0221	4,0365
N <sub>2</sub>	0,4674	36263,4	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub>	0,0306	2372,3	0,0000	0,0000
O <sub>2</sub>	0,1292	10023,8	0,0000	0,0000
CO	0,3345	25954,9	0,0000	0,0000
CO <sub>2</sub>	0,0297	2301,6	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0	0,9779	178,3770
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0	0,0000	0,0000
CH <sub>4</sub>	0,0049	384,1	0,0000	0,0000
Tar	0,0021	165,0	0,0000	0,0000
Char	0,0017	128,4	0,0000	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>77593,4</b>	<b>1,0000</b>	<b>182,4135</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>77774</b>			



## 5. SYNGAS COOLER (E-212)



Keterangan :

Aliran <14> = *Process Air* masuk.

Aliran <21> = *Process Air* keluar.

Aliran <17> = *Syngas* masuk.

Aliran <18> = *Syngas* keluar.

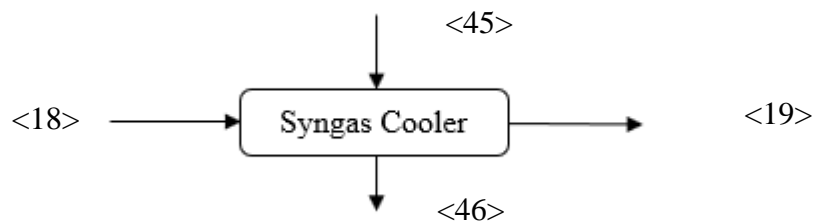
**Tabel IV.32** Neraca Massa *Syngas Cooler* Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<17>		<14>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub>	0,4674	36263,4273	0,7670	178012,1344
H <sub>2</sub>	0,0306	2372,2505	0,0000	0,0000
O <sub>2</sub>	0,1292	10023,8198	0,2330	54076,6979
CO	0,3345	25954,9309	0,0000	0,0000
CO <sub>2</sub>	0,0297	2301,5751	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH <sub>4</sub>	0,0049	384,0816	0,0000	0,0000
Tar	0,0021	164,9520	0,0000	0,0000
Char	0,0017	128,3576	0,0000	0,0000
<b>Total</b>	1,0000	77593,3948	1,0000	232088,8323
<b>Total Aliran</b>	<b>309682,2271</b>			

**Tabel IV.33** Neraca Massa *Syngas Cooler* Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<18>		<21>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub>	0,4674	36263,4273	0,7670	178012,1344
H <sub>2</sub>	0,0306	2372,2505	0,0000	0,0000
O <sub>2</sub>	0,1292	10023,8198	0,2330	54076,6979
CO	0,3345	25954,9309	0,0000	0,0000
CO <sub>2</sub>	0,0297	2301,5751	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH <sub>4</sub>	0,0049	384,0816	0,0000	0,0000
Tar	0,0021	164,9520	0,0000	0,0000
Char	0,0017	128,3576	0,0000	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>77593,3948</b>	<b>1,0000</b>	<b>232088,8323</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>309682,2271</b>			

**6. SYNGAS COOLER (E-213)**



Keterangan :

Aliran <45> = *Water Process* masuk.

Aliran <46> = *Water Process* keluar.

Aliran <18> = *Syngas* masuk.

Aliran <19> = *Syngas* keluar.

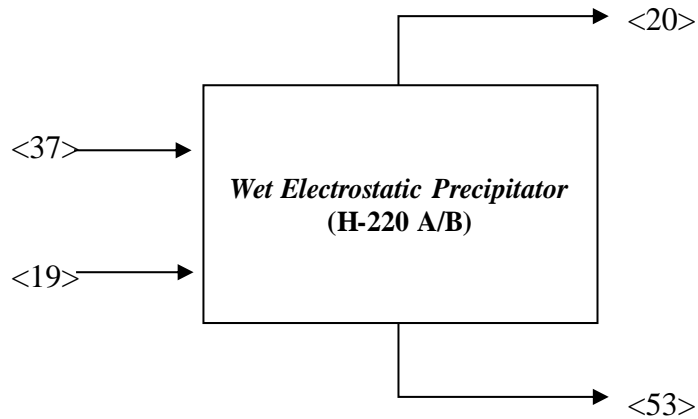
**Tabel IV.34** Neraca Massa *Syngas Cooler* Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<18>		<44>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,4674	36263,4273
H <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0306	2372,2505
O <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,1292	10023,8198
CO	0,0000	0,0000	0,3345	25954,9309
CO <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0297	2301,5751
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	1,0000	269280,3892	0,0000	0,0000
CH <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	0,0049	384,0816
Tar	0,0000	0,0000	0,0021	164,9520
Char	0,0000	0,0000	0,0017	128,3576
<b>Total</b>	1,0000	269280,3892	1,0000	77593,3948
<b>Total Aliran</b>	<b>346873,7840</b>			

**Tabel IV.35** Neraca Massa *Syngas Cooler* Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<19>		<45>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,4674	36263,4273
H <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0306	2372,2505
O <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,1292	10023,8198
CO	0,0000	0,0000	0,3345	25954,9309
CO <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0297	2301,5751
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	1,0000	269280,3892	0,0000	0,0000
CH <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	0,0049	384,0816
Tar	0,0000	0,0000	0,0021	164,9520
Char	0,0000	0,0000	0,0017	128,3576
<b>Total</b>	1,0000	269280,3892	1,0000	77593,3948
<b>Total Aliran</b>	<b>346873,7840</b>			

## 7. WET ELECTROSTATIC PRECIPITATOR (H-220 A/B)



Keterangan:

Aliran <37> = *Demin Water*

Aliran <18> = *Syn gas yang mengandung tar*

Aliran <19> = *Syn gas keluar Electrostatic Precipitator*

Aliran <53> = *Demin Water yang mengandung tar keluar Electrostatic Precipitator*

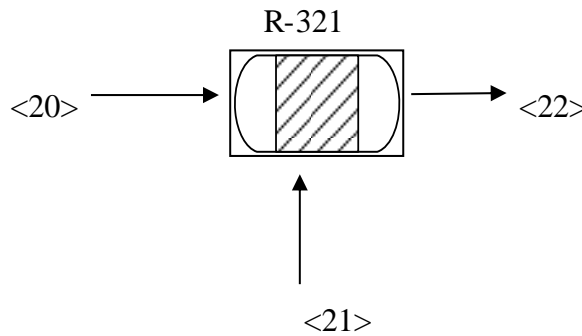
**Tabel IV.36** Neraca Massa *Wet Electrostatic Precipitator* Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<37>		<19>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,00	0,000	0,00
N <sub>2</sub>	0,000	0,00	0,467	36263,43
H <sub>2</sub>	0,000	0,00	0,031	2372,25
O <sub>2</sub>	0,000	0,00	0,129	10023,82
CO	0,000	0,00	0,334	25954,93
CO <sub>2</sub>	0,000	0,00	0,030	2301,58
Ash	0,000	0,00	0,000	0,00
H <sub>2</sub> O	1,000	100,00	0,000	0,00
CH <sub>4</sub>	0,000	0,00	0,005	384,08
Tar	0,000	0,00	0,002	164,95
Char	0,000	0,00	0,002	128,36
<b>Total</b>	<b>1,000</b>	<b>100,00</b>	<b>1,000</b>	<b>77593,39</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>77693,39</b>			

Tabel IV.37 Neraca Massa *Wet Electrostatic Precipitator* Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<20>		<53>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,000	0,000	0,00
N <sub>2</sub>	0,469	36263,43	0,000	0,00
H <sub>2</sub>	0,031	2372,25	0,000	0,00
O <sub>2</sub>	0,130	10023,82	0,000	0,00
CO	0,336	25954,93	0,000	0,00
CO <sub>2</sub>	0,030	2301,58	0,000	0,00
Ash	0,000	0,00	0,000	0,00
H <sub>2</sub> O	0,000	0,00	0,254	100,00
CH <sub>4</sub>	0,005	384,08	0,000	0,00
Tar	0,000	0,00	0,419	164,95
Char	0,000	0,00	0,326	128,36
<b>Total</b>	<b>1,00</b>	<b>77300,09</b>	<b>1,00</b>	<b>393,31</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>77693,39</b>			

### 8. COMBUSTION CHAMBER (R-321)



Keterangan :

Aliran <20> = *Syn gas* masuk

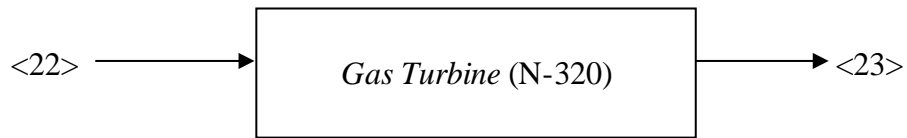
Aliran <21> = Udara masuk

Aliran <22> = *flue gas* keluar

**Tabel IV.38** Neraca Massa *Combustion Chamber*

Komponen	Masuk				Keluar	
	<20>		<21>		<22>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,00	0,000	0,0	0,000	0,0
N <sub>2</sub>	0,469	36263,43	0,767	178012,1	0,693	214275,6
H <sub>2</sub>	0,031	2372,25	0,000	0,0	0,001	237,2
O <sub>2</sub>	0,130	10023,82	0,233	54076,7	0,104	32289,4
CO	0,336	25954,93	0,000	0,0	0,008	2595,5
CO <sub>2</sub>	0,030	2301,58	0,000	0,0	0,129	39959,9
Ash	0,000	0,00	0,000	0,0	0,000	0,0
H <sub>2</sub> O	0,000	0,00	0,000	0,0	0,065	19993,0
CH <sub>4</sub>	0,005	384,08	0,000	0,0	0,000	38,4
<b>Total</b>	<b>1,000</b>	<b>77300,09</b>	<b>1,000</b>	<b>232088,8</b>	<b>1,000</b>	<b>309388,9</b>
<b>Total aliran</b>	<b>309388,92</b>				<b>309388,92</b>	

## 9. GAS TURBINE (N-320)



Keterangan :

Aliran <22> = *Syn gas* masuk

Aliran <23> = *Flue gas* keluar

**Tabel IV.39** Neraca Massa *Gas Turbine*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<22>		<23>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,000	0,000	0,000
N <sub>2</sub>	0,693	214275,562	0,693	214275,562
H <sub>2</sub>	0,001	237,225	0,001	237,225
O <sub>2</sub>	0,104	32289,370	0,104	32289,370
CO	0,008	2595,493	0,008	2595,493
CO <sub>2</sub>	0,129	39959,865	0,129	39959,865
Ash	0,000	0,000	0,000	0,000
H <sub>2</sub> O	0,065	19992,995	0,065	19992,995
CH <sub>4</sub>	0,000	38,408	0,000	38,408
<b>Total</b>	1,000	<b>309388,918</b>	1,000	<b>309388,918</b>
<b>Total aliran</b>		<b>309388,918</b>		<b>309388,918</b>

## 10. HEAT RECOVERY STEAM GENERATOR (E-330)



Keterangan :

Aliran <23> = *hot flue gas* masuk HRSG

Aliran <47> = air demin masuk HRSG

Aliran <48> = *flue gas* keluar HRSG

Aliran <24> = *steam* keluar HRSG

**Tabel IV.40** Neraca Massa *HRSG* Masuk

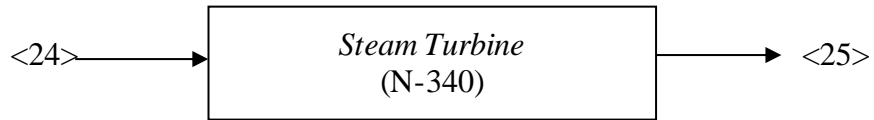
Komponen	Masuk			
	<47>		<23>	
	Fraksi		Fraksi	
C	0,00	0,00	0,00	0,0000
N <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,69	214275,562
H <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	237,2251
O <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,10	32289,3700
CO	0,00	0,00	0,01	2595,4931
CO <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,13	39959,8650
Ash	0,00	0,00	0,00	0,0000
H <sub>2</sub> O	1,00	269280,39	0,06	19992,9946
CH <sub>4</sub>	0,00	0,00	0,00	38,4082
<b>Total</b>	1,00	269280,39	1,00	309388,918
<b>Total Aliran</b>	<b>578669,3068</b>			



**Tabel IV.41** Neraca Massa *HRSG* Keluar

Komponen	Keluar			
	<24>		<48>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,00	0,00	0,0000
N <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,69	214275,562
H <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	237,2251
O <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,10	32289,3700
CO	0,00	0,00	0,01	2595,4931
CO <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,13	39959,8650
Ash	0,00	0,00	0,00	0,0000
H <sub>2</sub> O	1,00	269280,39	0,06	19992,9946
CH <sub>4</sub>	0,00	0,00	0,00	38,4082
<b>Total</b>	1,00	269280,39	1,00	309388,918
<b>Total Aliran</b>	<b>578669,3068</b>			

## 11. STEAM TURBINE (N-310)



Keterangan :

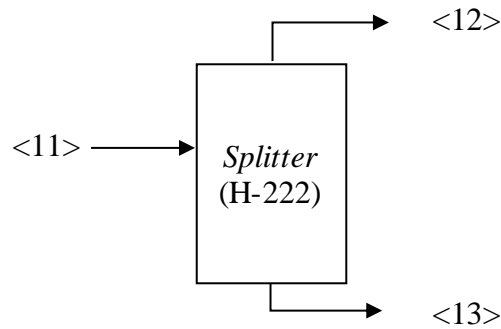
Aliran <24> = *Steam* masuk turbin

Aliran <25> = *Steam* sisa keluar turbin

**Tabel IV.42** Neraca Massa Gas Turbine

Komponen	Masuk		Keluar	
	<24>		<25>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,000	0,000	0,000
N <sub>2</sub>	0,000	0,000	0,000	0,000
H <sub>2</sub>	0,000	0,000	0,000	0,000
O <sub>2</sub>	0,000	0,000	0,000	0,000
CO	0,000	0,000	0,000	0,000
CO <sub>2</sub>	0,000	0,000	0,000	0,000
Ash	0,000	0,000	0,000	0,000
H <sub>2</sub> O	1,000	269280,389	1,000	269280,389
CH <sub>4</sub>	0,000	0,000	0,000	0,000
<b>Total</b>	1,000	269280,389	1,000	269280,389
<b>Total aliran</b>	<b>269280,389</b>		<b>269280,389</b>	

## 12. SPLITTER (H-222)



Keterangan :

Aliran <11> = Udara masuk

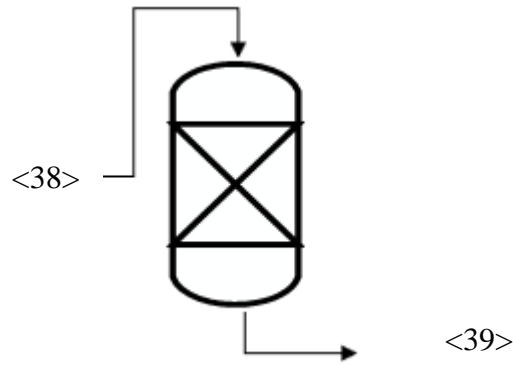
Aliran <12> = Udara untuk kompresor *combustion chamber*

Aliran <13> = Udara untuk kompresor *gasifier*

**Tabel IV.43** Neraca Massa Splitter

Komponen	Masuk		Keluar			
	<11>		<12>		<13>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub>	0,7670	214108,2	0,7670	178012,1	0,7670	36096,0532
H <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O <sub>2</sub>	0,2330	65042,6	0,2330	54076,7	0,2330	10965,8896
CO <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Total</b>	1,0000	<b>279150,8</b>	1,0000	<b>232088,83</b>	1,0000	<b>47061,9428</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>279150,8</b>		<b>279150,8</b>			

### 13. TANGKI REAKTOR CARBON FILTER/UNIT DEMIN WATER (R-230)



Keterangan :

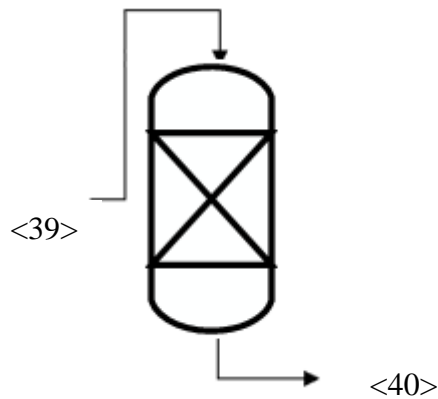
Aliran <38> = Air Masuk tangki *Carbon Filter*

Aliran <39> = Air keluar *Carbon Filter* dan masuk *Cation Exchanger*

**Tabel IV.44** Neraca Massa Reaktor *Carbon Filter* / Unit *Demin Water*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<38>		<39>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,000	0,00	0,000
N <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
H <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
O <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
CO	0,00	0,000	0,00	0,000
CO <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
Ash	0,00	0,000	0,00	0,000
H <sub>2</sub> O	0,99	80784,117	0,99	80784,117
TSS	0,01	1130,978	0,00	0,000
CH <sub>4</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
<b>Total</b>	1,00	81915,094	0,99	81915,094
<b>Total aliran</b>	<b>81915,094</b>		<b>81915,094</b>	

#### 14. TANGKI REAKTOR CATION EXCHANGER / UNIT DEMIN WATER (R-240)



Keterangan :

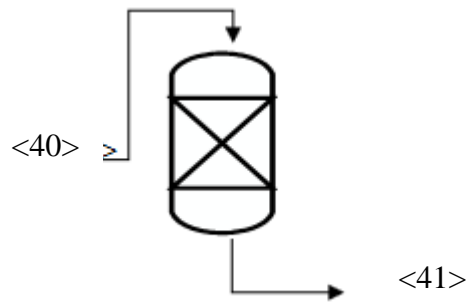
Aliran <39> = Air Masuk reaktor *Cation Exchanger*

Aliran <40> = Air keluar *Cation Exchanger*

**Tabel IV.45** Neraca Massa Reaktor *Cation Exchanger* / Unit *Demin Water*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<39>		<40>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,000	0,00	0,000
N <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
H <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
O <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
CO	0,00	0,000	0,00	0,000
CO <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
Ash	0,00	0,000	0,00	0,000
H <sub>2</sub> O	0,97	80784,117	0,97	80784,117
CaCO <sub>3</sub>	0,03	2423,524	0,00	0,000
CH <sub>4</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
<b>Total</b>	1,00	83207,640	0,97	83207,640
<b>Total aliran</b>	<b>83207,640</b>		<b>83207,640</b>	

**15. TANGKI REAKTOR ANION EXCHANGER/UNIT DEMIN WATER (R-250)**



Keterangan ;

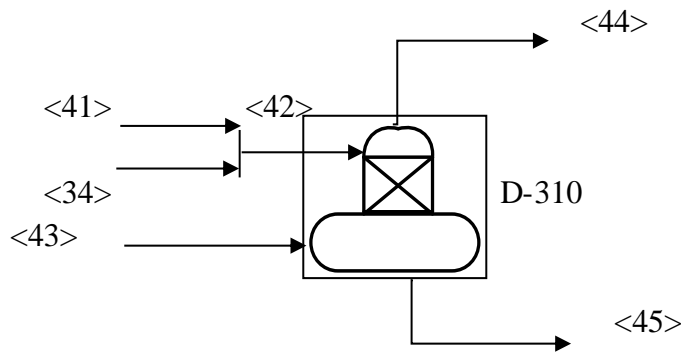
Aliran <40> = Air Masuk reaktor *AnionExchanger*

Aliran <41> = Air keluar *Anion Exchanger*

**Tabel IV.46** Neraca Massa *Anion Exchanger / Unit Demin Water*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<40>		<41>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,000	0,00	0,000
N <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
H <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
O <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
CO	0,00	0,000	0,00	0,000
CO <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
Ash	0,00	0,000	0,00	0,000
H <sub>2</sub> O	0,97	80784,117	0,97	80784,117
CO <sub>3</sub> <sup>2-</sup>	0,03	2423,524	0,00	0,000
CH <sub>4</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
<b>Total</b>	1,00	83207,640	0,97	83207,640
<b>Total aliran</b>	<b>83207,640</b>		<b>83207,640</b>	

## 16. DEAERATOR (D-310)



### Keterangan

Aliran <41> = BFW dari anion kation exchanger

Aliran <34> = kondensat dari pabrik gula

Aliran <42> = Air Boiler Feed Water Masuk menuju Dearator

Aliran <44> = Vent steam keluar

Aliran <43> = Steam masuk Dearator

Aliran <45> = Air Umpan boiler keluar

**Tabel IV.47** Neraca Massa Dearator Arus Masuk

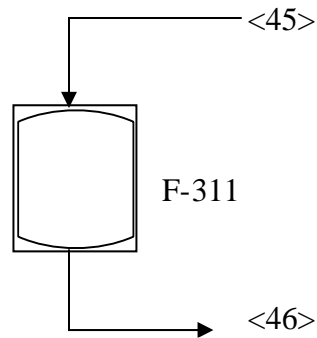
Komponen	Masuk					
	<41>		<34>		<43>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,00	0,00	0,0000	0,00	0,0000
N <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	0,000	0,00	0,000
H <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	0,0000	0,00	0,0000
O <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,10	18849,627	0,00	0,000
CO	0,00	0,00	0,00	0,0000	0,00	0,0000
CO <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	0,000	0,00	0,000
Ash	0,00	0,00	0,00	0,0000	0,00	0,0000
H <sub>2</sub> O	1,00	80784,12	0,90	169646,6452	1,00	37699,2545
CH <sub>4</sub>	0,00	0,00	0,00	0,0000	0,00	0,0000
<b>Total</b>	1,00	80784,12	1,00	188496,272	1,00	37699,254
<b>Total Aliran</b>	<b>306979,6437</b>					

**Tabel IV.48** Neraca Massa *Dearator Arus Keluar*

Komponen	keluar			
	<44>		<45>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0	0	0	0
N <sub>2</sub>	0	0	0	0
H <sub>2</sub>	0	0	0	0
O <sub>2</sub>	1	18850	0	0
CO	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>	0	0	0	0
Ash	0	0	0	0
H <sub>2</sub> O	1	18850	1	269280
CH <sub>4</sub>	0	0	0	0
<b>Total</b>	1	37699	1	269280
<b>Total Aliran</b>	<b>306980</b>			



## 17. TANGKI DEAERATOR (F-311)



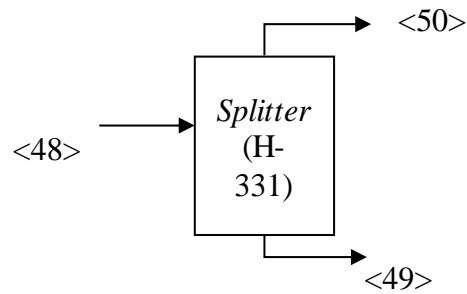
Aliran <45> = Air Boiler Feed Water Masuk

Aliran <46> = Air Boiler Feed Water Keluar

**Tabel IV.49** Neraca Massa Dearator Arus Keluar

Komponen	Masuk		Keluar	
	<45>		<46>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,000	0,00	0,000
N <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
H <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
O <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
CO	0,00	0,000	0,00	0,000
CO <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
Ash	0,00	0,000	0,00	0,000
H <sub>2</sub> O	1,00	269280,389	1,00	269280,389
CH <sub>4</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
<b>Total</b>	1,00	269280,389	1,00	269280,389
<b>Total aliran</b>		<b>269280,389</b>		<b>269280,389</b>

## 18. SPLITTER (H-331)



Keterangan :

Aliran <48> = flue gas masuk

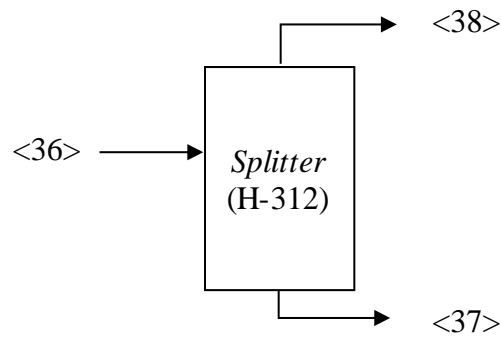
Aliran <49> = flue gas masuk ke fluidized bed dryer

Aliran <50> = flue gas keluar

**Tabel IV.50** Neraca Massa Splitter

Komponen	Masuk		Keluar			
	<48>		<50>		<49>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)
C	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
N <sub>2</sub>	0,7	214275,6	0,7	69458,6	0,7	144817,0
H <sub>2</sub>	0,0	237,2	0,0	76,9	0,0	160,3
O <sub>2</sub>	0,1	32289,4	0,1	10466,8	0,1	21822,6
CO	0,0	2595,5	0,0	841,3	0,0	1754,1
CO <sub>2</sub>	0,1	39959,9	0,1	12953,2	0,1	27006,7
Ash	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
H <sub>2</sub> O	0,1	19993,0	0,1	6480,8	0,1	13512,2
CH <sub>4</sub>	0,0	38,4	0,0	12,5	0,0	26,0
<b>Total</b>	1,0	309388,9	1,0	100290,1	1,0	209098,8
<b>Total Aliran</b>	<b>309388,9</b>		<b>309388,9</b>			

### 19. SPLITTER (H-342)



Keterangan :

Aliran <36> = air masuk

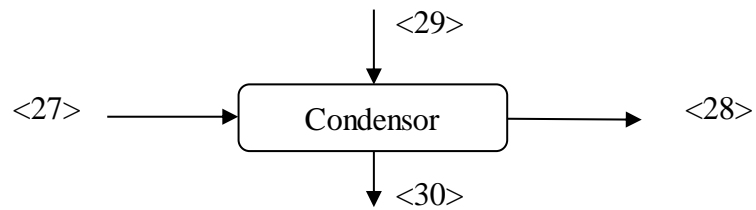
Aliran <37> = air masuk ke wet electrostatic presipitator

Aliran <38> = air masuk ke HRSG

**Tabel IV.51** Neraca Massa Splitter

Komponen	Masuk		Keluar			
	<36>		<38>		<37>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)
C	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
N <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
H <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
O <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
CO <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Ash	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
H <sub>2</sub> O	1,0	83207,6	1,0	393,3	1,0	82814,3
CH <sub>4</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
<b>Total</b>	1,0	83207,6	1,0	393,3	1,0	82814,3
<b>Total Aliran</b>	<b>83208</b>		<b>83208</b>			

## 20. Condensor (E-343)



Keterangan :

Aliran <29> = Cooling water masuk.

Aliran <30> = Hot Water keluar.

Aliran <27> = Steam masuk.

Aliran <28> = Condensat keluar.

**Tabel IV.52** Neraca Massa Condensor Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<27>		<29>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0	0,0	0,0	0,0
N <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0
H <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0
O <sub>2</sub>	0,1	18849,6	0,0	0,0
CO	0,0	0,0	0,0	0,0
CO <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0
Ash	0,0	0,0	0,0	0,0
H <sub>2</sub> O	0,9	169646,6	1,0	1603039,8
CH <sub>4</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0
Tar	0,0	0,0	0,0	0,0
Char	0,0	0,0	0,0	0,0
<b>Total</b>	1,0	188496,3	1,0	1603039,8
<b>Total Aliran</b>	<b>1791536,1</b>			

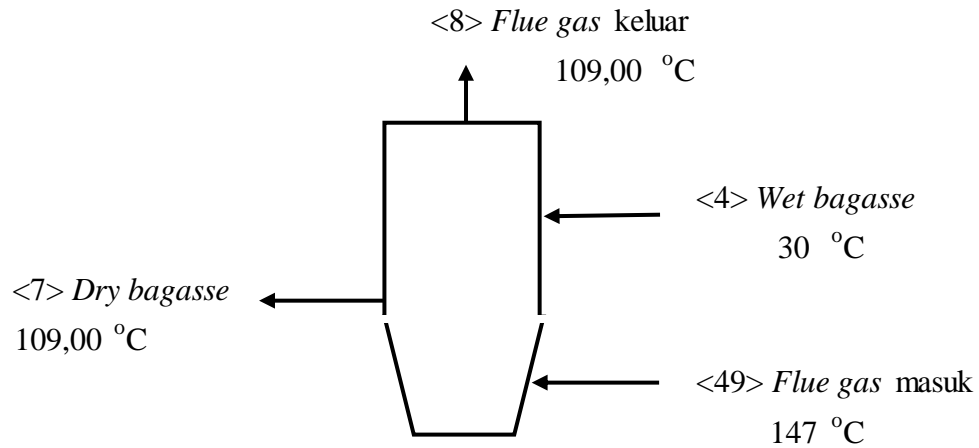
**Tabel IV.53** Neraca Massa Condensor Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<28>		<30>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0	0,0	0,0	0,0
N <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0
H <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0
O <sub>2</sub>	0,1	18849,6	0,0	0,0
CO	0,0	0,0	0,0	0,0
CO <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0
Ash	0,0	0,0	0,0	0,0
H <sub>2</sub> O	0,9	169646,6	1,0	1603039,8
CH <sub>4</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0
Tar	0,0	0,0	0,0	0,0
Char	0,0	0,0	0,0	0,0
<b>Total</b>	1,0	188496,3	1,0	1603039,8
<b>Total Aliran</b>	<b>1791536,1</b>			

## IV.B NERACA ENERGI

### IV.1. NERACA ENERGI ON SEASON

#### 1. FLUIDIZED BED DRYER (B-130)



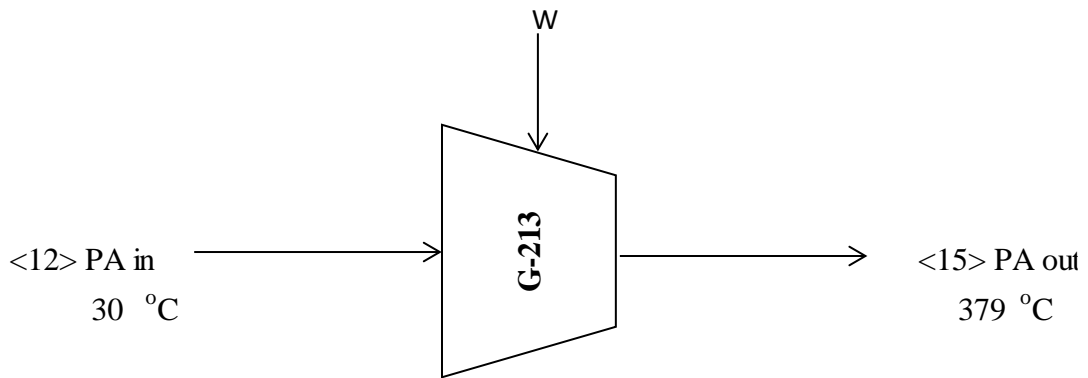
#### Kondisi Operasi

Pref	=	1,2 atm
T flue Gas masuk	=	147 °C
T flue Gas keluar	=	109 °C
T wet Bagasse	=	30 °C
T Dry Bagasse	=	109 °C

**Tabel IV.53** Neraca Energi Fluidized Bed Dryer

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<4>	2071742,4000	<6>	1851866,7026
<49>	70242530,329	<8>	70462406,03
<b>Total</b>	<b>72314272,729</b>	<b>Total</b>	<b>72314272,73</b>

## 2. COMPRESSOR (G-213)



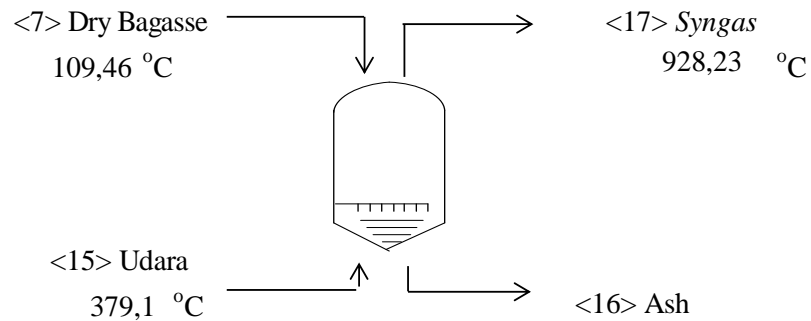
Kondisi Operasi

P in	=	1 bar
T in	=	30 °C
P out	=	30 bar
T out	=	379 °C

**Tabel IV.54** Neraca Energi Compressor

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<12>	105649,23	<15>	8119284,94
W	8013635,7029		
<b>Total</b>	<b>8119284,94</b>	<b>Total</b>	<b>8119284,94</b>

## 3. GASSIFIER (R-210)



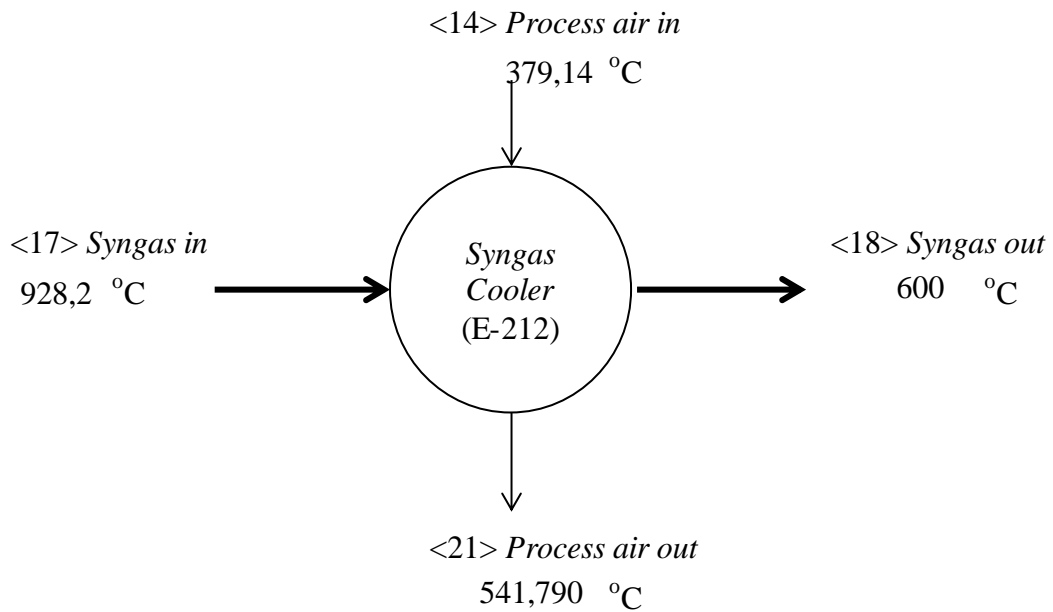
Kondisi Operasi

- Pref = 30 bar
- T Udara masuk = 379,1 °C
- T Syngas keluar = 928,23 °C
- T Dry Bagasse = 109,46 °C
- T Dry Bagasse = 928,23 °C

**Tabel IV.55** Neraca Energi Gassifier

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<7>	523888,3630	<17>	40156038
<15>	8119284,936	<16>	150059,46
		Reaksi	-41676582,4741
		Qloss	10039009,5324
<b>Total</b>	<b>8643173,2991</b>	<b>Total</b>	<b>8643173,2991</b>

**4. SYNGAS COOLER (E-212)**



Kondisi Operasi

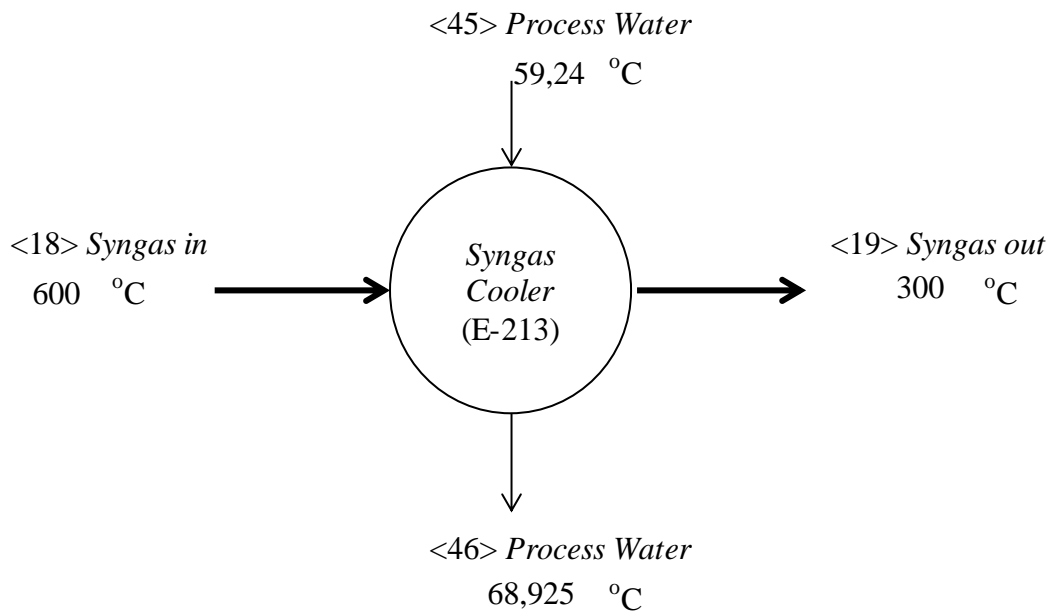
- Pref = 30 bar
- T Udara masuk = 379,1 °C
- T Udara keluar = 541,79 °C
- T Syngas in = 928,23 °C
- T Syngas out = 600 °C



**Tabel IV.56** Neraca Energi Syngas Cooler

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<14>	50438,8057	<21>	31236,98
<17>	39899,923	<18>	59101,74
<b>Total</b>	<b>90338,73</b>	<b>Total</b>	<b>90338,73</b>

**5. SYNGAS COOLER (E-213)**



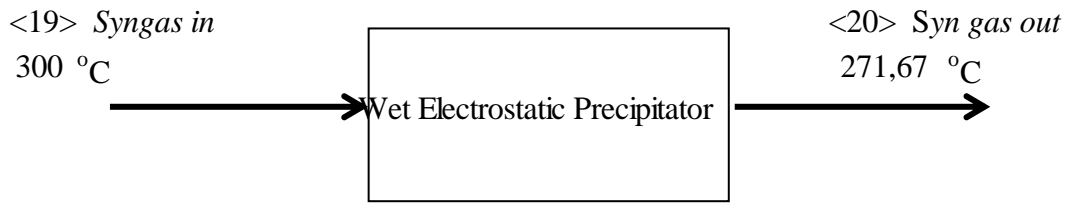
Kondisi Operasi

Pref	=	30 bar
T Udara masuk	=	53,57 °C
T Udara keluar	=	68,925 °C
T Syngas in	=	600 °C
T Syngas out	=	300 °C

**Tabel IV.57** Neraca Energi Syngas Cooler

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<18>	30110557,7938	<19>	14248825,35
<45>	13184742,165	<46>	29046474,50
<b>Total</b>	<b>43295299,96</b>	<b>Total</b>	<b>43295299,84</b>

## 6. WET ELECTROSTATIC PRECIPITATOR (E-212)



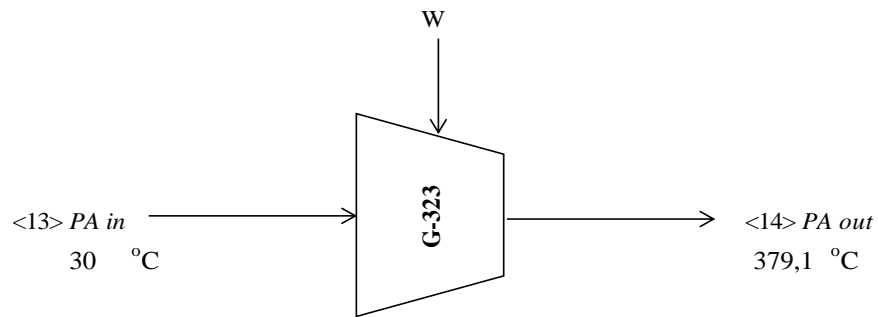
### Kondisi Operasi

Pref = 30 bar  
 T Syngas in = 300 °C  
 T Syngas out = 271,67 °C

**Tabel IV.58** Neraca Energi Wet Electrostatic Precipitator

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<19>	340165984,21	<20>	262646437,14
		<i>Q Loss</i>	77519547,07
<b>Total</b>	<b>340165984,21</b>	<b>Total</b>	<b>340165984,21</b>

## 7. COMPRESSOR (G-323)



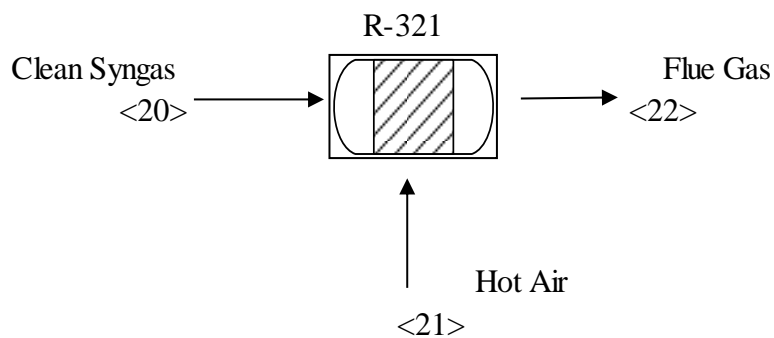
### Kondisi Operasi

P in	=	1 bar
T in	=	30 °C
P out	=	30 bar
T out	=	379 °C

**Tabel IV.59** Neraca Energi Compressor

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<13>	521016,29	<14>	40040805,60
W	39519789,3099		
<b>Total</b>	<b>40040805,60</b>	<b>Total</b>	<b>40040805,60</b>

## 8. COMBUSTION CHAMBER (R-321)



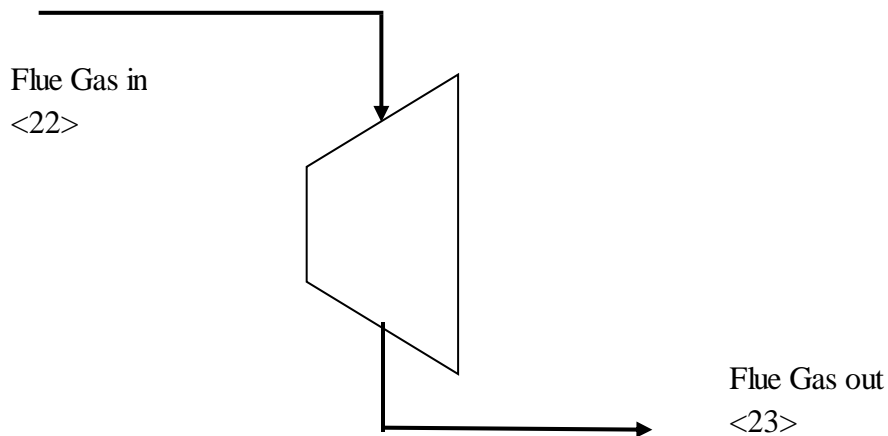
### Kondisi Operasi

Pref	=	30 bar
T Udara masuk	=	53,57 °C
T Udara keluar	=	68,925 °C
T Syngas in	=	600 °C
T Syngas out	=	300 °C

**Tabel IV.60** Neraca Energi Combustion Chamber

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<20>	20368865	<22>	229430853
<21>	59101744	Reaksi	-212410174
		Qloss	62449930
<b>Total</b>	<b>79470609</b>	<b>Total</b>	<b>79470609</b>

**9. GAS TURBIN (N-320)**



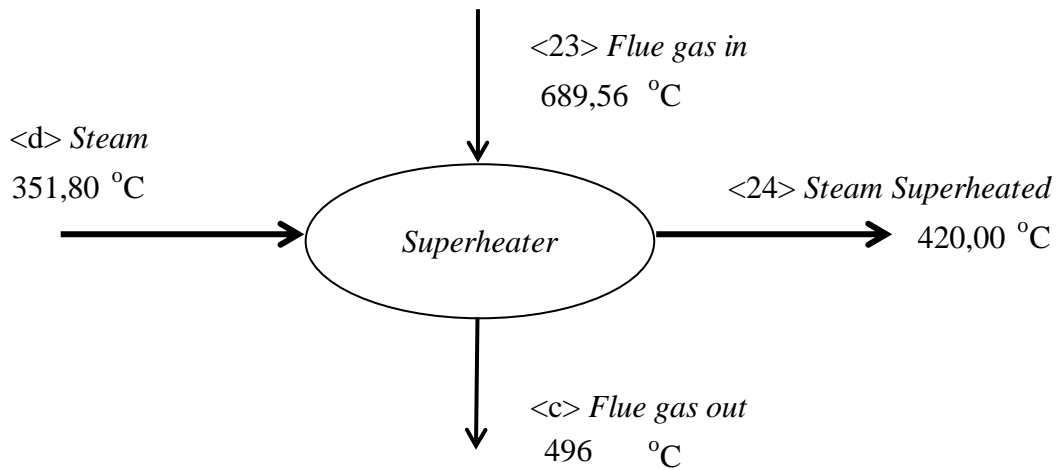
Kondisi Operasi

- Pin = 30 bar
- T flue gas in = 1610,244 °C
- Pin = 1,5 bar
- T flue gas out = 689,56 °C

**Tabel IV.61** Neraca Energi Gas Turbin

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<22>	301841031623	<23>	275630275247
		Listrik	26210756377
<b>Total</b>	<b>301841031623</b>	<b>Total</b>	<b>301841031623</b>

### 10. SUPERHEATER HRSG (E-330)



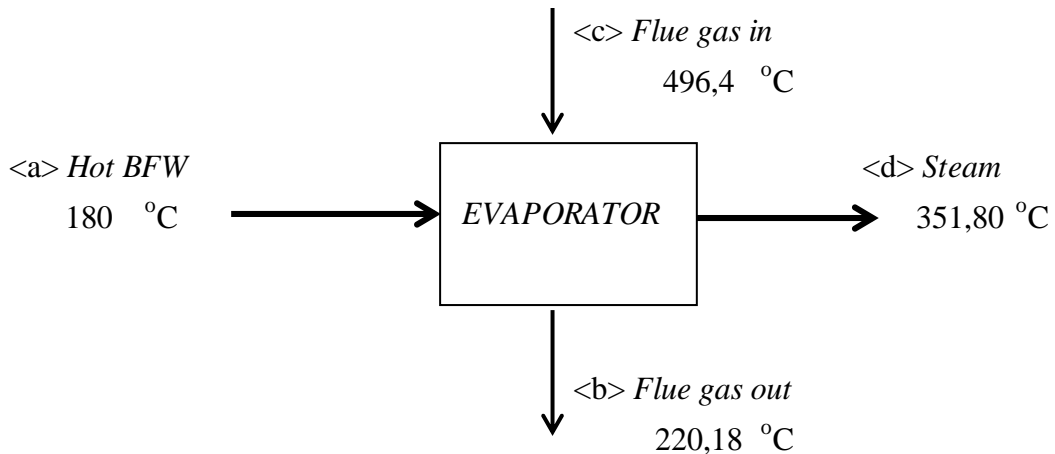
Kondisi Operasi

- Pref = 1,5 bar
- T Steam = 351,8 °C
- T Steam Superheated = 420 °C
- T Flue gas in = 689,56 °C
- T Flue gas out = 496 °C

**Tabel IV.62** Neraca Energi Superheater

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<23>	3083399926,8299	<c>	1864859724,4140
<d>	100548431,8847	<24>	122723553,4878
		<i>Q Loss</i>	1196365080,8128
<b>Total</b>	<b>3183948358,7146</b>	<b>Total</b>	<b>3183948358,7146</b>

### 11. EVAPORATOR HRSG (E-330)



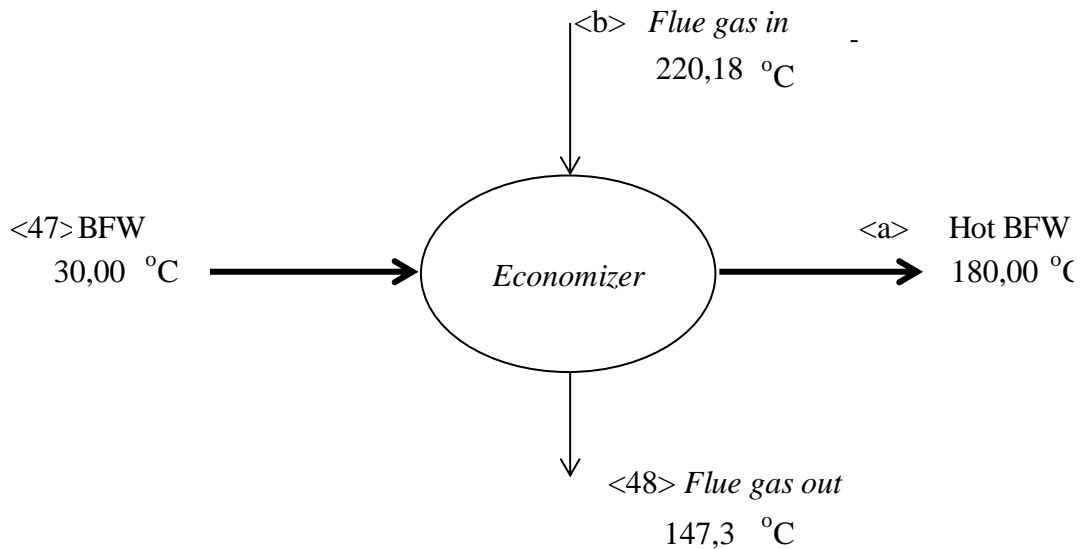
Kondisi Operasi

- Pref = 1,5 bar
- T Hot BFW = 180 °C
- T Steam = 351,8 °C
- T Flue gas in = 496,4 °C
- T Flue gas out = 220,18 °C

**Tabel IV.63** Neraca Energi Evaporator

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<a>	1901412302,30	<b>	768396010,71
<c>	70975921,94	<d>	546529472,12
		Q loss	657462741,41
<b>Total</b>	<b>1972388224,24</b>	<b>Total</b>	<b>1972388224,24</b>

**12. ECONOMIZER HRSG (E-330)**



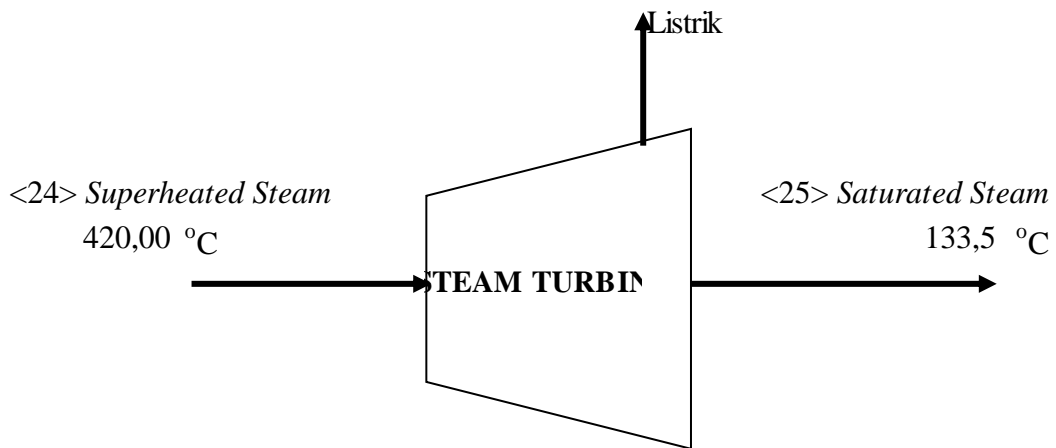
Kondisi Operasi

- Pref = 1,5 bar
- T BFW = 30 °C
- T Hot BFW = 180 °C
- T Flue gas in = 220,18 °C
- T Flue gas out = 147,3 °C

**Tabel IV.64** Neraca Energi Economizer

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<47>	1329482,2426	<48>	478828001,5983
<b>	768396010,7109	<c>	70975921,9401
		Q loss	219921569,4154
<b>Total</b>	<b>769725492,9535</b>	<b>Total</b>	<b>769725492,9537</b>

**13. ECONOMIZER HRSG (E-330)**



Kondisi Operasi

P in = 168 bar

P out = 3 bar

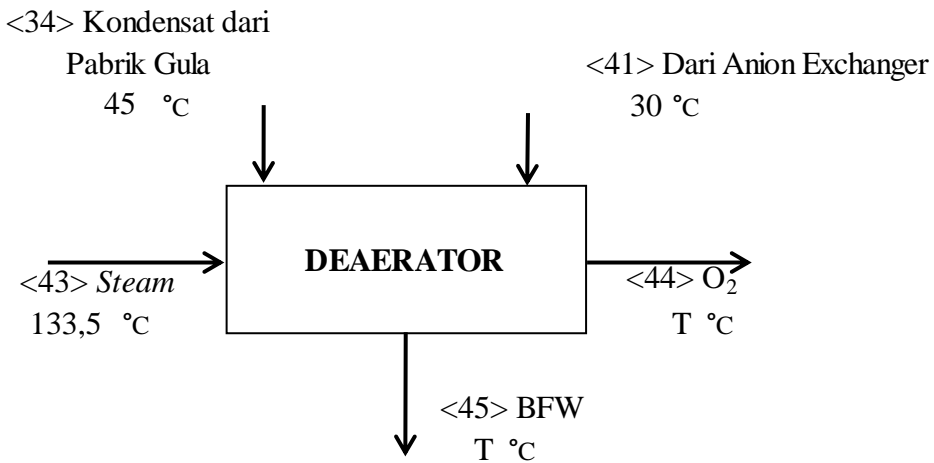
T Superheated steam = 420 °C

T Saturated Steam = 133,5 °C

**Tabel IV.65** Neraca Energi Steam Turbin

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<24>	122723553,488	Listrik	124091207,8495
		<25>	-11185538,6407
		Q loss	9817884,2790
<b>Total</b>	<b>122723553,488</b>	<b>Total</b>	<b>122723553,488</b>

#### 14. DEAERATOR (D-310)



Kondisi Operasi

Pref	=	1,5 bar
T Steam	=	133,5 °C
T O <sub>2</sub>	=	53,7 °C
T Kondensat	=	45 °C
T Demin	=	30 °C
T BFW	=	53,7 °C

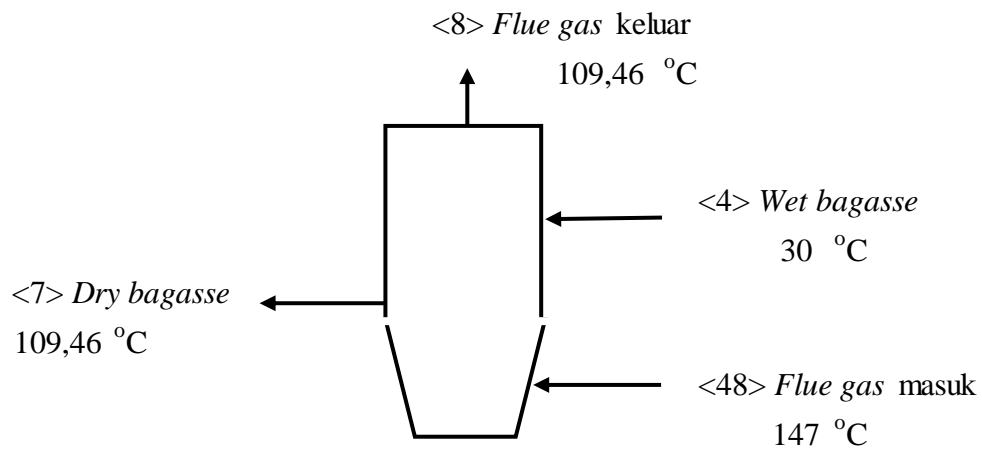
**Tabel IV.66** Neraca Energi Deaerator

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kj/jam)	Aliran	Energi (kj/jam)
<43>	5834982,8295	<44>	450069,1996
<34>	5240450,3405	<45>	10758312,1947
<41>	132948,2243		
<b>Total</b>	<b>11208381,3943</b>	<b>Total</b>	<b>11208381,3943</b>



## IV.2. NERACA ENERGI OFF SEASON

### 1. FLUIDIZED BED DRYER (B-130)



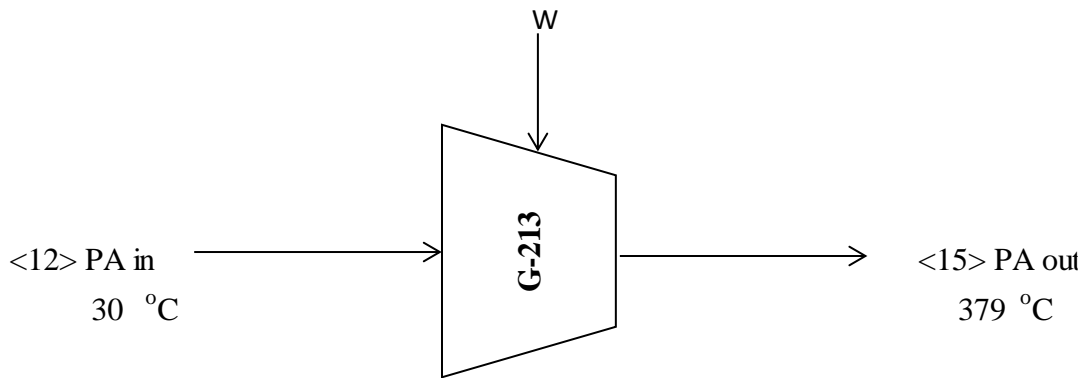
#### Kondisi Operasi

Pref	=	1,2 atm
T flue Gas masuk	=	147 °C
T flue Gas keluar	=	109,46 °C
T wet Bagasse	=	30 °C
T Dry Bagasse	=	109,46 °C

**Tabel IV.67** Neraca Energi Fluidized Bed Dryer

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<4>	2071742,4000	<6>	1851866,7026
<48>	70242530,329	<8>	70462406,03
<b>Total</b>	<b>72314272,729</b>	<b>Total</b>	<b>72314272,73</b>

## 2. COMPRESSOR (G-213)



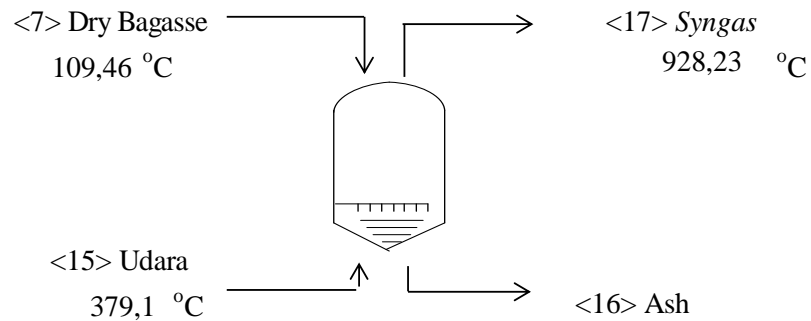
Kondisi Operasi

P in	=	1 bar
T in	=	30 °C
P out	=	30 bar
T out	=	379 °C

**Tabel IV.68** Neraca Energi Compressor

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<12>	105649,23	<15>	8119284,94
W	8013635,7029		
<b>Total</b>	<b>8119284,94</b>	<b>Total</b>	<b>8119284,94</b>

## 3. GASSIFIER (R-210)



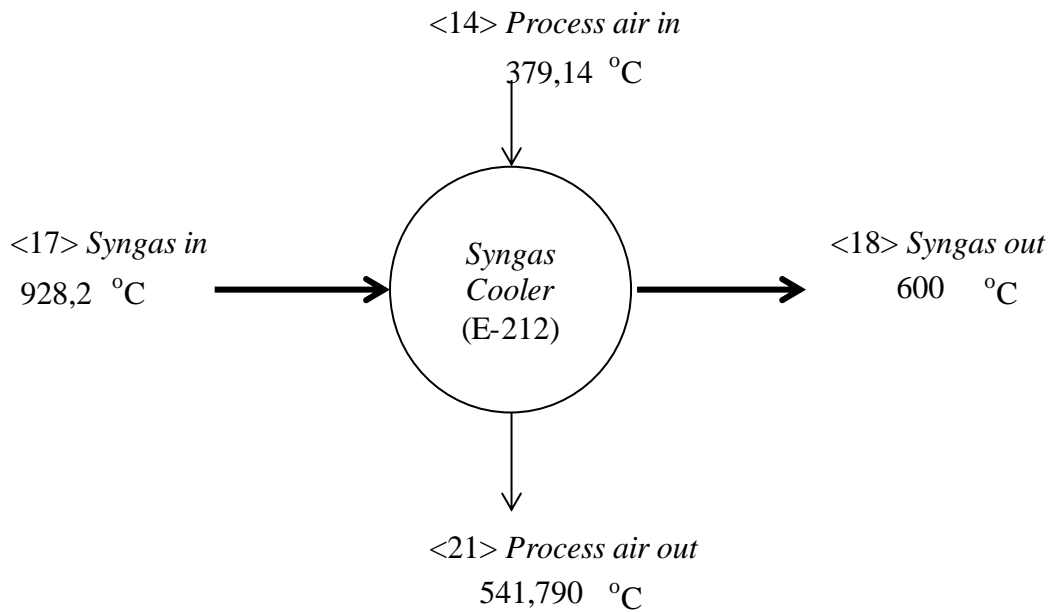
Kondisi Operasi

- Pref = 30 bar
- T Udara masuk = 379,1 °C
- T Syngas keluar = 928,23 °C
- T Dry Bagasse = 109,46 °C
- T Dry Bagasse = 928,23 °C

**Tabel IV.69** Neraca Energi Gassifier

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<7>	523888,3630	<17>	40156038
<15>	8119284,936	<16>	150059,46
		Reaksi	-41676582,4741
		Qloss	10039009,5324
<b>Total</b>	<b>8643173,2991</b>	<b>Total</b>	<b>8643173,2991</b>

**4. SYNGAS COOLER (E-212)**



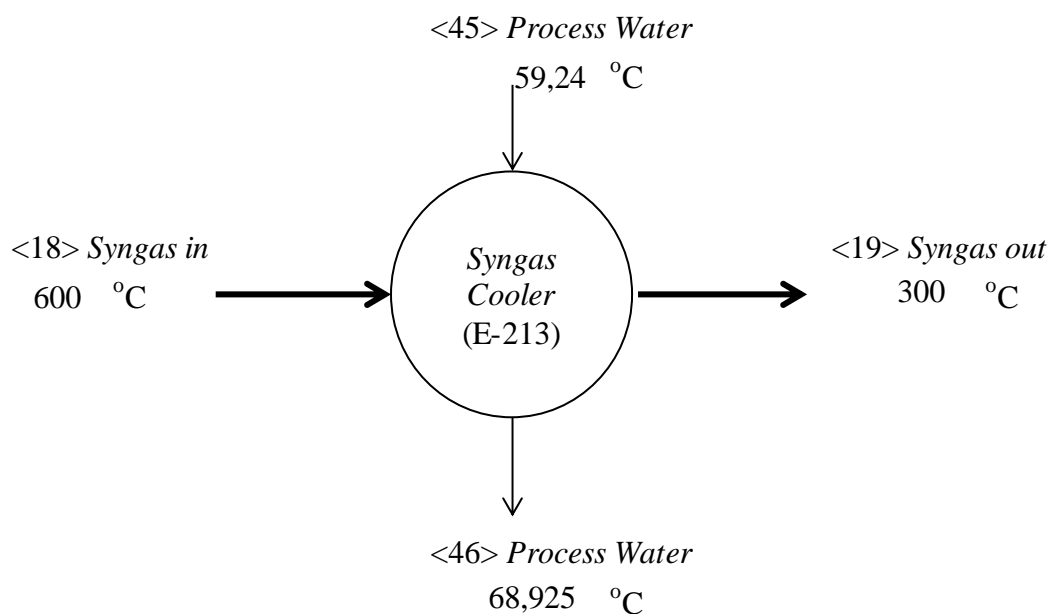
Kondisi Operasi

- Pref = 30 bar
- T Udara masuk = 379,1 °C
- T Udara keluar = 541,79 °C
- T Syngas in = 928,23 °C
- T Syngas out = 600 °C

**Tabel IV.70** Neraca Energi Syngas Cooler

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<14>	50438,8057	<21>	31236,98
<17>	39899,923	<18>	59101,74
<b>Total</b>	<b>90338,73</b>	<b>Total</b>	<b>90338,73</b>

**5. SYNGAS COOLER (E-213)**



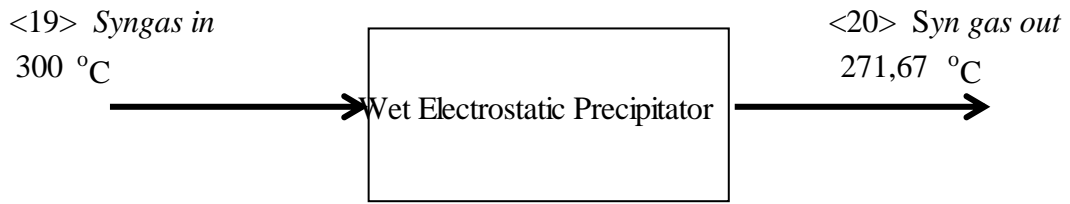
Kondisi Operasi

Pref	=	30 bar
T Udara masuk	=	53,57 °C
T Udara keluar	=	68,925 °C
T Syngas in	=	600 °C
T Syngas out	=	300 °C

**Tabel IV.72** Neraca Energi Syngas Cooler

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<18>	30110557,7938	<19>	14248825,35
<45>	13184742,165	<46>	29046474,50
<b>Total</b>	<b>43295299,96</b>	<b>Total</b>	<b>43295299,84</b>

## 6. WET ELECTROSTATIC PRECIPITATOR (E-212)



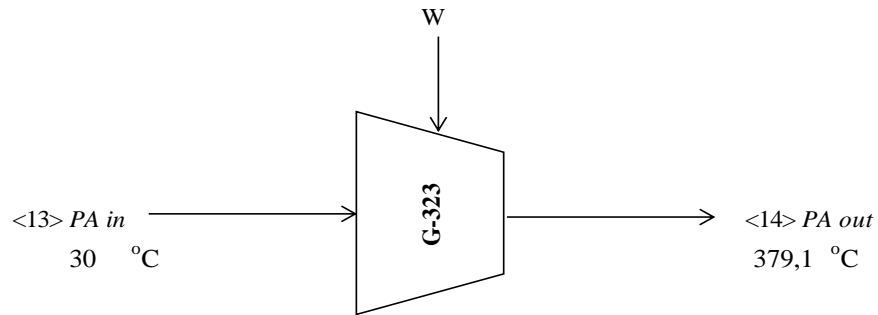
### Kondisi Operasi

Pref = 30 bar  
 T Syngas in = 300 °C  
 T Syngas out = 271,67 °C

**Tabel IV.73** Neraca Energi Syngas Cooler

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<19>	340165984,21	<20>	262646437,14
		<i>Q Loss</i>	77519547,07
<b>Total</b>	<b>340165984,21</b>	<b>Total</b>	<b>340165984,21</b>

## 7. COMPRESSOR (G-323)



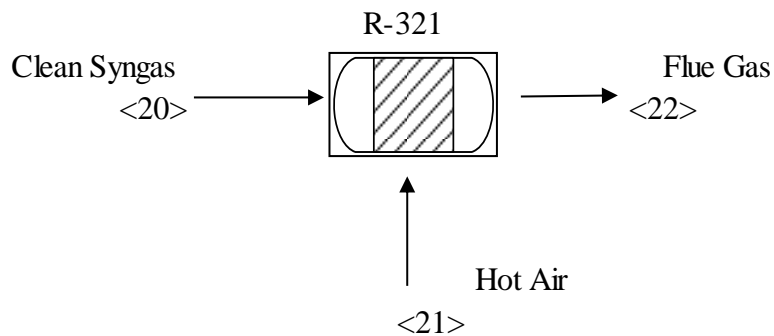
### Kondisi Operasi

P in	=	1 bar
T in	=	30 °C
P out	=	30 bar
T out	=	379 °C

**Tabel IV.74** Neraca Energi Compressor

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<13>	521016,29	<14>	40040805,60
W	39519789,3099		
<b>Total</b>	<b>40040805,60</b>	<b>Total</b>	<b>40040805,60</b>

## 8. COMBUSTION CHAMBER (R-321)



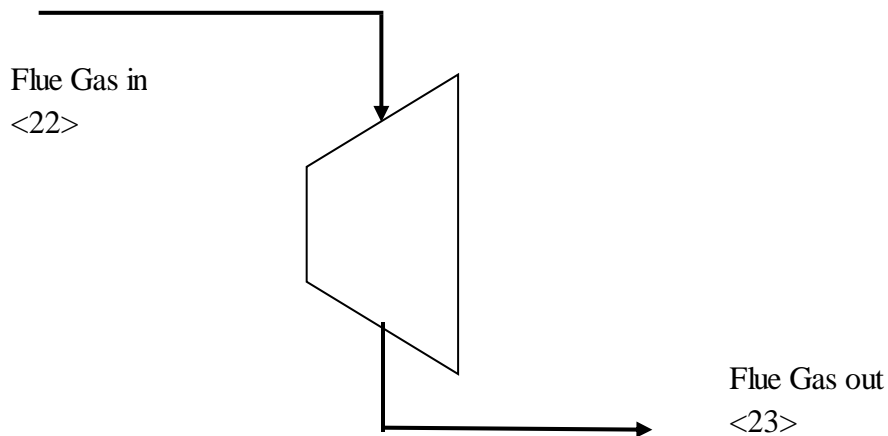
### Kondisi Operasi

Pref	=	30 bar
T Udara masuk	=	53,57 °C
T Udara keluar	=	68,925 °C
T Syngas in	=	600 °C
T Syngas out	=	300 °C

**Tabel IV.75** Neraca Energi Combustion Chamber

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<20>	20368865	<22>	229430853
<21>	59101744	Reaksi	-212410174
		Qloss	62449930
<b>Total</b>	<b>79470609</b>	<b>Total</b>	<b>79470609</b>

**9. GAS TURBIN (N-320)**



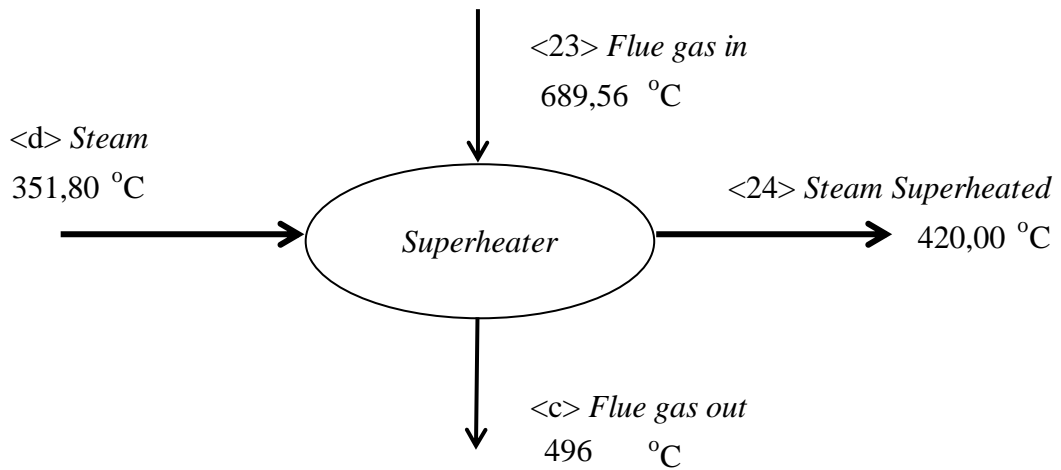
Kondisi Operasi

- Pin = 30 bar
- T flue gas in = 1610,244 °C
- Pin = 1,5 bar
- T flue gas out = 689,56 °C

**Tabel IV.76** Neraca Energi Gas Turbin

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<22>	301841031623	<23>	275630275247
		Listrik	26210756377
<b>Total</b>	<b>301841031623</b>	<b>Total</b>	<b>301841031623</b>

### 10. SUPERHEATER HRSG (E-330)



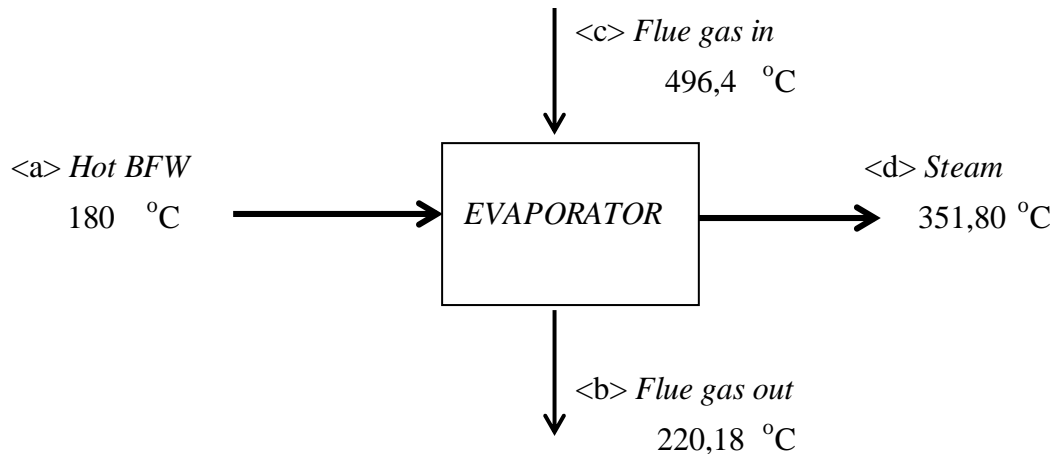
Kondisi Operasi

- Pref = 1,5 bar
- T Steam = 351,8 °C
- T Steam Superheated = 420 °C
- T Flue gas in = 689,56 °C
- T Flue gas out = 496 °C

**Tabel IV.77** Neraca Energi Superheater

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<23>	3083399926,8299	<c>	1864859724,4140
<d>	100548431,8847	<24>	122723553,4878
		<i>Q Loss</i>	1196365080,8128
<b>Total</b>	<b>3183948358,7146</b>	<b>Total</b>	<b>3183948358,7146</b>

### 11. EVAPORATOR HRSG (E-330)





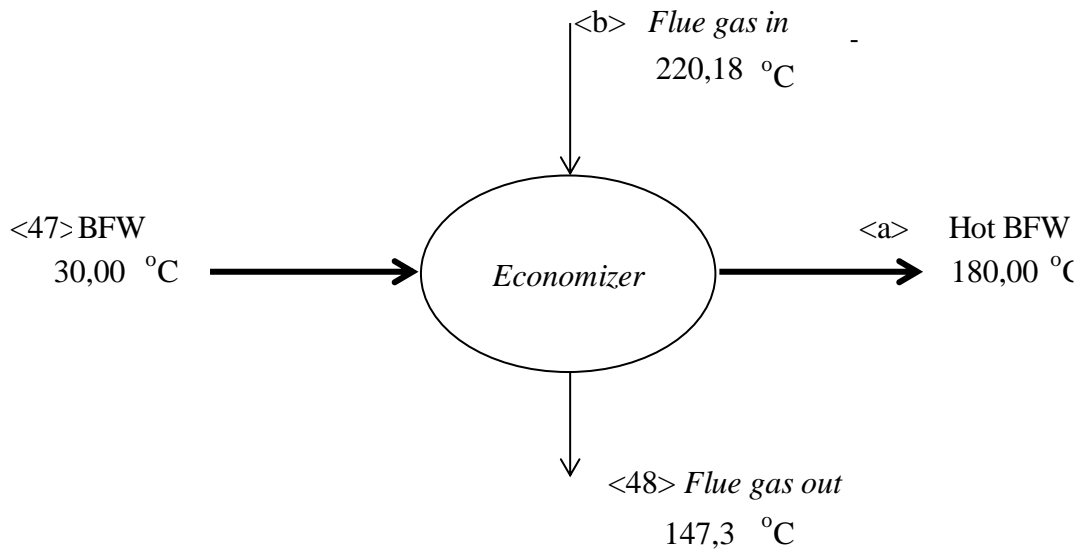
Kondisi Operasi

- Pref = 1,5 bar
- T Hot BFW = 180 °C
- T Steam = 351,8 °C
- T Flue gas in = 496,4 °C
- T Flue gas out = 220,18 °C

**Tabel IV.78** Neraca Energi Evaporator

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<a>	1901412302,30	<b>	768396010,71
<c>	70975921,94	<d>	546529472,12
		Q loss	657462741,41
<b>Total</b>	<b>1972388224,24</b>	<b>Total</b>	<b>1972388224,24</b>

**12. ECONOMIZER HRSG (E-330)**



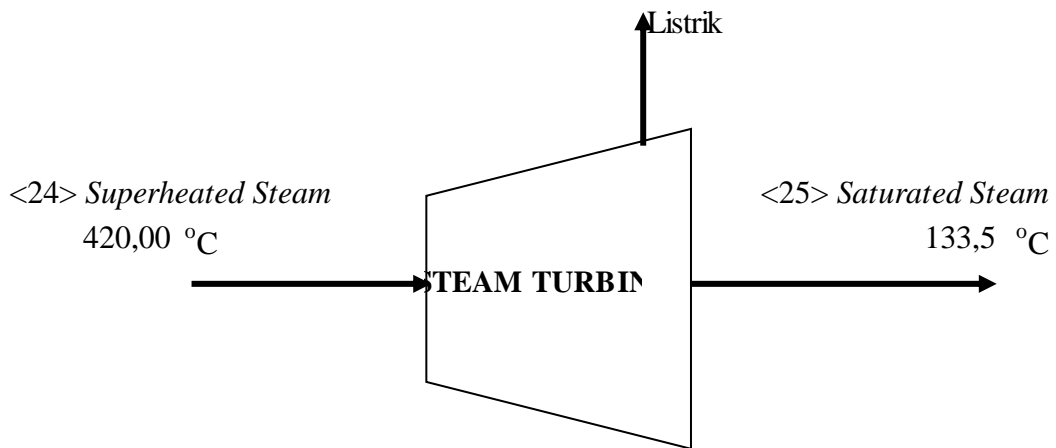
Kondisi Operasi

- Pref = 1,5 bar
- T BFW = 30 °C
- T Hot BFW = 180 °C
- T Flue gas in = 220,18 °C
- T Flue gas out = 147,3 °C

**Tabel IV.79** Neraca Energi Economizer

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<47>	1329482,2426	<48>	478828001,5983
<b>	768396010,7109	<c>	70975921,9401
		Q loss	219921569,4154
<b>Total</b>	<b>769725492,9535</b>	<b>Total</b>	<b>769725492,9537</b>

**13. ECONOMIZER HRSG (E-330)**



Kondisi Operasi

P in = 168 bar

P out = 3 bar

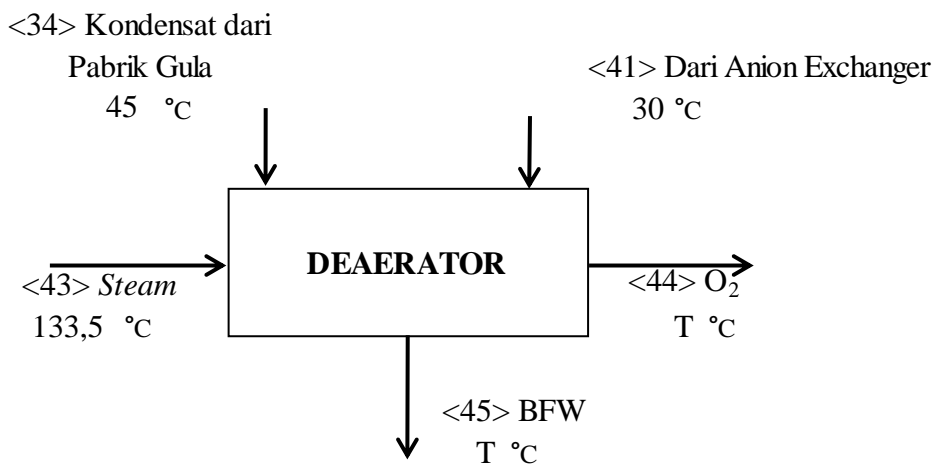
T Superheated steam = 420 °C

T Saturated Steam = 133,5 °C

**Tabel IV.80** Neraca Energi Steam Turbin

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<24>	122723553,488	Listrik	124091207,8495
		<25>	-11185538,6407
		Q loss	9817884,2790
<b>Total</b>	<b>122723553,488</b>	<b>Total</b>	<b>122723553,488</b>

#### 14. DEAERATOR (D-310)



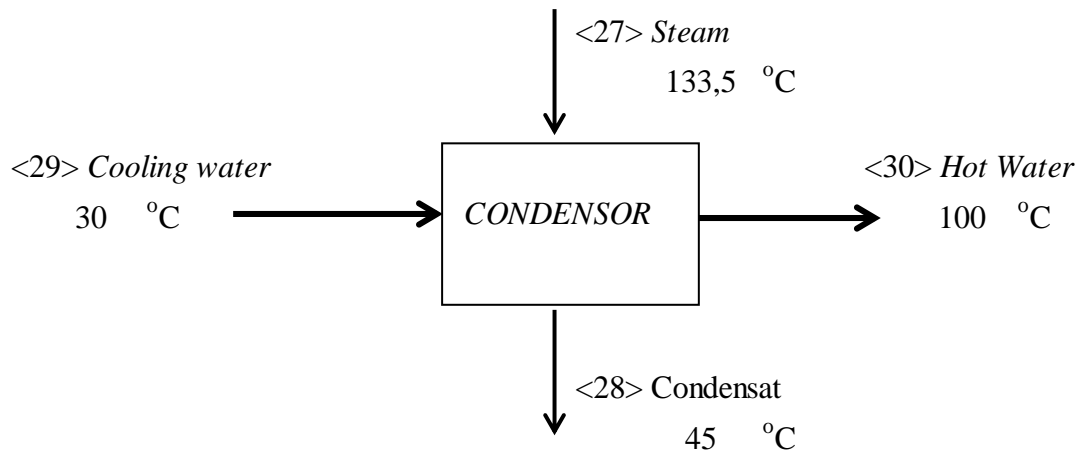
Kondisi Operasi

Pref	=	1,5 bar
T Steam	=	133,5 °C
T O <sub>2</sub>	=	53,7 °C
T Kondensat	=	45 °C
T Demin	=	30 °C
T BFW	=	53,7 °C

**Tabel IV.81** Neraca Energi Deaerator

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kj/jam)	Aliran	Energi (kj/jam)
<43>	5834982,8295	<44>	450069,1996
<34>	5240450,3405	<45>	10758312,1947
<41>	132948,2243		
<b>Total</b>	<b>11208381,3943</b>	<b>Total</b>	<b>11208381,3943</b>

### 15. CONDENSOR (E-343)



Kondisi Operasi

- Pref = 1,5 bar
- T Cooling Water = 30 °C
- T Hot Water = 100 °C
- T Steam = 133,5 °C
- T Condensat = 45 °C

**Tabel IV.82** Neraca Energi Condensor

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<27>	412899955,73	<28>	296368703,38
<29>	19579469,38	<30>	96794410,35
		Q loss	39316311,37
<b>Total</b>	<b>432479425,11</b>	<b>Total</b>	<b>432479425,11</b>

## BAB V

### DAFTAR DAN HARGA ALAT

#### V.1 Daftar Alat

Daftar dan spesifikasi peralatan yang digunakan di Pabrik Pembangkit Energi Berbahan Bakar *Bagasse* adalah sebagai berikut :

**Tabel V.1** Spesifikasi Gudang Penyimpanan *Bagasse*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	F-110
Fungsi	Menyimpan <i>bagasse</i> yang digunakan sebagai bahan baku proses
Tipe	Bangunan persegi dengan tutup prisma segi empat
Panjang	48,48 m
Lebar	48,48 m
Tinggi	19,85 m
Konstruksi	Dasar beton, dinding batako
Jumlah	1 unit

**Tabel V.2** Spesifikasi *Belt Conveyor 1*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	J-111
Fungsi	Mengangkut <i>bagasse</i> dari gudang penyimpanan ke <i>rotary cutter</i>
Tipe	<i>Troughet Belt Conveyor on 20° idler</i>
Kapasitas	54 ton/jam
Luas pengangkutan	0,01 m <sup>2</sup>
Lebar <i>belt</i>	0,36 m
Kecepatan <i>belt</i>	1,52 m/s
Panjang <i>belt</i>	15 m
Kemiringan	22,5°
Bahan Konstruksi	<i>Carbon-Steel</i>
Jumlah	1 unit

**Tabel V.3** Spesifikasi *Rotary Cutter*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No. Kode	C-120
Fungsi	Memperkecil ukuran <i>bagasse</i> menjadi ukuran $\pm 5$ mm
Tipe	Rotary Cutter ukuran 24 in single runner mill type Shredding
Kapasitas	15,00 kg/s
Kapasitas maksimum	50 kg/s
Maksimum diameter feed masuk	0,381 m
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Jumlah	1

**Tabel V.4** Spesifikasi *Screw Conveyor 1*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No. Kode	J-121
Fungsi	Mengangkut <i>bagasse</i> dari <i>rotary cutter</i> menuju <i>fluidized bed dryer</i>
Tipe	<i>Troughet Belt Conveyor on 20° idler</i>
Diameter flight	0,3048 m
Diameter pipa	0,089 m
Diameter shafts	0,076 m
Kecepatan	55 rpm
Diameter feed section	0,305 m
Hp motor/ 30 ft length	3,94 HP
Jumlah	1 unit

**Tabel V.5** Spesifikasi *Fluidized Bed Dryer*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No. Kode	B-130
Fungsi	Untuk mengeringkan bahan baku berupa ampas tebu sebelum masuk unit boiler sehingga <i>moisture content</i> nya dapat berkurang dari 50% menjadi 5%.
Tipe	<i>Fluidized Bed Dryer</i>
Kapasitas	254.639,96 kg/jam
Diameter Dryer	2,53 m
Tinggi Dryer	21,31 m
Minimum velocity	1,80 m/s
Bahan Konstruksi	<i>Carbon-steel</i>
Jumlah	1 unit

**Tabel V.6** Spesifikasi *Screw Conveyor 2*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No. Kode	J-131
Fungsi	Mengangkut Dry Bagasse dari <i>fluidized bed dryer</i> menuju <i>gasifier</i>
Tipe	<i>Troughet Belt Conveyor on 20° idler</i> dengan tutup
Kapasitas	54000 kg/jam
Diameter flight	0,305 m
Diameter pipa	0,0635 m
Diameter shafts	0,051 m
Kecepatan	80 rpm
Diameter feed section	0,254 m
Hp motor/ 30 ft length	2,25 HP
Jumlah	1

**Tabel V.7** Spesifikasi *Cyclone*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No. Kode	H-132
Fungsi	Menangkap ampas tebu yang terbawa saat proses pengeringan di <i>fluidized bed dryer</i>
Tipe	<i>Effluent Dust Cyclone</i>
Bahan	<i>Carbon steel SA-240 grade C</i>
Kapasitas	155.529 kg/jam
Tinggi masukan (Hc)	0,4572 m
Diameter <i>cyclone</i> (Dc)	0,71 m
Diameter keluaran (De)	0,4572 m
Tinggi bagian silinder (Lc)	1,8 m
Tebal bagian silinder (ts)	0,0047625 m
Tebal bagian konis (tc)	0,0047625 m
Jumlah	1 unit



**Tabel V.8** Spesifikasi *Circulating Fluidized Bed Gasifier*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No. Kode	R-210
Fungsi	Tempat terjadinya reaksi gasifikasi dari bagasse menjadi gas sintesa
Tipe	<i>Circulating Fluidized Bed Gasifier</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel, SA 285, Grade A</i>
Tutup atas	<i>Standar dished head</i>
Tutup bawah	<i>Standar dished head</i>
OD tangki	1,22 m
ID tangki	1,16 m
Tinggi silinder	3,47 m
Tinggi <i>dished</i>	0,2 m
Tinggi tangki	3,86 m
Volume tangki	3,9 m <sup>3</sup>
Volume silinder	3,64 m <sup>3</sup>
Volume <i>dished</i>	0,13 m <sup>3</sup>
Tebal silinder	1,25 in
Tebal <i>dished</i>	1,25 in

**Tabel V.9** Spesifikasi *Belt Conveyor 2*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No. Kode	J-211
Fungsi	Mengangkut <i>ash</i> keluar <i>gasifier</i>
Tipe	<i>Troughet Belt Conveyor on 20° idler</i>
Kapasitas	32 ton/jam
Luas pengangkutan	0,01 m <sup>2</sup>
Lebar <i>belt</i>	0,36 m
Kecepatan <i>belt</i>	0,51 m/s
Panjang <i>belt</i>	15 m
Kemiringan	22,5°
Bahan Konstruksi	<i>Carbon-Steel</i>

**Tabel V.10** Spesifikasi Tangki Reaktor *Carbon Filter* (Unit Demin)

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode	R-230
Fungsi	Menjernihkan air dengan cara menghilangkan bau dan warna pada air
Tipe	Tangki silinder Vertikal yang diisi dengan resin <i>activated carbon</i>
Bahan	<i>Comercial Steel</i>
Kapasitas	80.784 kg / jam
Bentuk	Silinder
Jenis Tutup Atas	<i>Standard dished head</i>
Jenis Tutup Bawah	<i>Conical 120°</i>
Diameter Silinder	0,6096 m
Tebal Silinder	0,005 m
Tinggi Silinder	0,304 m
Tebal Tutup Atas	0,005 m
Tinggi Tutup Atas	0,160 m
Tebal Tutup Bawah	0,005 m
Tinggi Tutup Bawah	0,188 m
Tekanan Desain	1,565 bar

**Tabel V.11** Spesifikasi Tangki Reaktor *Cation Exchanger* (Unit Demin)

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No. Kode	R-240
Fungsi	Menghilangkan ion-ion positif yang terlarut dan kesadahan pada air
Tipe	Tangki silinder Vertikal yang diisi dengan karbon aktif dengan tutup atas dan bawah <i>standard dished head</i>
Bahan	SA-167 grade 3 tipe 304
Kapasitas	80.784 kg/jam
Diameter Silinder	0,457 m
Tebal Silinder	0,005 m
Tinggi Silinder	1,331 m
Tebal tutup Atas	0,005 m
Tinggi Tutup Atas	0,130 m
Tebal Tutup Bawah	0,005 m
Tinggi Tutup bawah	0,132 m
Tekanan desain	1,372 bar
Jumlah	1 unit

**Tabel V.12** Spesifikasi Tangki Reaktor *Anion Exchanger* (Unit Demin)

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No. Kode	R-250
Fungsi	Menghilangkan ion-ion negatif yang terlarut dan kesadahan pada air
Tipe	Tangki silinder Vertikal yang diisi dengan resin dengan tutup atas dan bawah <i>standard dished head</i>
Bahan	SA-167 <i>grade 3</i> tipe 304
Kapasitas	80.784 kg / jam
Diameter Silinder	0,457 m
Tebal Silinder	0,005 m
Tinggi Silinder	0,918 m
Tebal Tutup Atas	0,005 m
Tinggi Tutup Atas	0,129 m
Tebal Tutup Bawah	0,005 m
Tinggi Tutup Bawah	0,132 m
Tekanan Desain	1,352 bar
Jumlah	1 unit

**Tabel V.13** Spesifikasi Pompa *Water Process*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No. Kode	L-231
Fungsi	Untuk memompa air dari utilitas <i>water process</i> menuju utilitas <i>demin water</i>
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial steel</i>
Kapasitas	90.000 kg/jam
Diameter pipa	10 in IPS sch 40
Panjang pipa	30 m
Beda Ketinggian	4 m
Elbow 90°	2 buah
Head pompa	-26,4 lbf.ft/lbm
Wp	29,5 lbf.ft/lbm
Efisiensi pompa	89%
Efisiensi motor	80%
Power motor	6,50 hp
Jumlah	1 unit

**Tabel V.14** Spesifikasi *Wet Electrostatic Precipitator*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No. Kode	H-220 A/B
Tipe	ESP Dust Colector
Fungsi	Menangkap tar dan partikel lain yang ada dalam aliran gas yang akan dibuang ke lingkungan
Output Voltage	72000
Power	720 KW
Air Speed	0,9-1,2 m <sup>3</sup> /h
Dust Air Temperature	≤ 300 °C
Desain Efficiency	≥ 99 %
No.of electric field/chambers	3 fields/chambers
Electric field effective length	20,5 m
Length	22 m
Width	9,2 m
High	17 m

**Tabel V.15** Spesifikasi *Compressor*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No.Kode	G-213
Tipe	<i>Centrifugal compressor</i>
Fungsi	Menaikkan tekanan <i>process air</i> menuju <i>gasifier</i>
Jumlah stage	6
Kondisi operasi	P suction = 1,2 bar P discharge = 30 bar
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Kapasitas	203.082,47 kg/jam
Power	3,5 MW

**Tabel V.16** Spesifikasi *Steam Turbine*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No. Kode	N-330
Tipe	<i>Back Pressure Steam Turbin Generator</i>
Fungsi	Mengkonversi <i>steam</i> yang dihasilkan HRSG menjadi energi listrik.
Output Power	86 MW
Inlet Steam Pressure	168 bar
Inlet Steam Temperature	430 °C
Tekanan Outlet	16 bar
Kecepatan	12000 rpm
Laju Konsumsi Steam	10,5-37,8 kg/KWh
Konsumsi Steam	6-260 ton/jam
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	1 unit

**Tabel V.17** Spesifikasi Pompa *Steam Condensate*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No. Kode	L-313
Fungsi	Untuk memompa air kondensat dari kondensor ke HRSG
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial steel</i>
Kapasitas	158.000 kg/jam
Diameter pipa	10 in IPS sch 40
Panjang pipa	50 m
Beda Ketinggian	3 m
Elbow 90°	2 buah
Head pompa	-3868,5 lbf.ft/lbm
Wp	4326,1 lbf.ft/lbm
Efisiensi pompa	89%
Efisiensi motor	84%
Power motor	906,04 HP
Jumlah stage	5 unit



**Tabel V.18** Spesifikasi Pompa *Cooling Water*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No. Kode	L-334
Fungsi	Untuk memompa air sungai menuju kondensor
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial steel</i>
Kapasitas	132.180 kg/jam
Diameter pipa	8 in IPS sch 40
Panjang pipa	30 m
Beda Ketinggian	4 m
Elbow 90°	2 buah
Head pompa	-29,4 lbf.ft/lbm
W <sub>p</sub>	33,1 lbf.ft/lbm
Efisiensi pompa	89%
Efisiensi motor	80%
Power motor	6,09 HP
Jumlah stage	1

**Tabel V.19** Spesifikasi Kondenser

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>			
No. Kode	E-343			
Fungsi	Mengkondensasikan <i>steam</i> menggunakan <i>cooling water</i> dari suhu 133,53 °C menjadi 45 °C			
Tipe	1-1 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>			
Bahan	<i>Carbon steel SA-240 grade M tipe 316</i>			
Suhu masuk	<i>Cooling water</i>	=	30	°C
	<i>Steam</i>	=	133,53	°C
Suhu keluar	<i>Cooling water</i>	=	100	°C
	<i>Steam</i>	=	45	°C
<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>			
Ketentuan	Rd	>	0,001	(hr)(ft <sup>2</sup> )(°F)/(btu)
	$\Delta P$ liquid	<	2	psia
Shell	ID	=	37	in
	Baffle	=	28	in
	Passes	=	1	
	$\Delta P$	=	0,2	psia
	OD	=	1	in
Tube	ID	=	0,652	in
	BWG	=	18	
	Pitch	=	1	in <i>rectangular</i>
	Panjang	=	240	in
	Passes	=	1	
	$\Delta P$	=	0,007	psia
	$\Delta P$	=	0,00104	(hr)(ft <sup>2</sup> )(°F)/(btu)
<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>			
Rd	0,00104			(hr)(ft <sup>2</sup> )(°F)/(btu)
Jumlah	1			Unit

**Tabel V.20** Spesifikasi Pompa *Demin Water*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode	L-231
Fungsi	Untuk memompa air dari unit <i>demin water</i> menuju HRSG
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>
Kapasitas	80.784 kg/jam
Diameter Pipa	8 in IPS sch 80
Panjang Pipa	20 m
Beda Ketinggian	2 m
Elbow 90°	2 buah
Head Pompa (Ws)	-3798 (lbf).(ft)/lbfm
Wp	4250,6 (lbf).(ft)/lbfm
Efisiensi Pompa	89 %
Efisiensi Motor	80 %
Power Motor	934,74 hp
Jumlah stage	5

**Tabel V.21** Spesifikasi *Gas Turbine*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No. Kode	N-310
Tipe	<i>Back Pressure Gas Turbin Generator</i>
Fungsi	Mengkonversi <i>flue gas</i> yang dihasilkan <i>combustion chamber</i> menjadi energi listrik.
Output Power	310 MW
Inlet Steam Pressure	140 bar
Inlet Steam Temperature	800 °C
Tekanan Outlet	16 bar
Kecepatan	3600 rpm
Jumlah	1 unit

**Tabel V.22** Spesifikasi *Heat Recovery Steam Generator (HRSG)*

<b>Superheater</b>				
<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>			
Fungsi	Memanaskan <i>saturated steam</i> menjadi <i>superheated steam</i> dengan menggunakan <i>flue gas</i>			
Tipe	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>			
Bahan	SA-240 grade M tipe 316			
Suhu masuk	<i>Flue gas</i>	=	690	°C
	<i>Steam</i>	=	351,8	°C
Suhu keluar	<i>Flue gas</i>	=	496	°C
	<i>Steam</i>	=	420	°C
Ketentuan	Rd	>	0,002	(hr)(ft <sup>2</sup> )(°F)/(btu)
	$\Delta P_{gas}$	<	2	Psia
Shell	ID	=	15,25	in
	Baffle	=	11	in
	Passes	=	1	
	$\Delta P$	=	0,0507	Psia
Tube	OD	=	1	In
	ID	=	0,652	In
	BWG	=	16	
	Pitch	=	1	in <i>rectangular</i>
	Panjang	=	192	in
	Passes	=	2	
	$\Delta P$	=	0,082	Psia
Rd	0,006375			(hr)(ft <sup>2</sup> )(°F)/(btu)
Jumlah	1			Unit
<b>Evaporator</b>				
<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>			
Fungsi	Memanaskan <i>Boiler Feed Water</i> menjadi <i>saturated steam</i> dengan menggunakan <i>flue gas</i>			
Tipe	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>			
Bahan	SA-240 grade M tipe 316			
Suhu masuk	<i>Flue gas</i>	=	496	°C
	<i>Hot BFW</i>	=	180	°C
Suhu keluar	<i>Flue gas</i>	=	220	°C
	<i>Steam</i>	=	352	°C
Ketentuan	Rd	>	0,002	(hr)(ft <sup>2</sup> )(°F)/(btu)
	$\Delta P_{gas}$	<	2	psia
Shell	ID	=	15,25	in
	Baffle	=	11	in

	Passes	=	1	
	$\Delta P$	=	0,0556	Bar
Tube	OD	=	1	in
	ID	=	0,652	in
	BWG	=	18	
	Pitch	=	1	in <i>rectangular</i>
	Panjang	=	96	in
	Passes	=	2	
	$\Delta P$	=	0,0003	Bar
Rd	0,006375			(hr)(ft <sup>2</sup> )(°F)/(btu)
Jumlah	1			Unit
<b>Economizer</b>				
<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>			
Fungsi	Memanaskan <i>Boiler Feed Water</i> dengan menggunakan <i>flue gas</i> dari suhu 30 °C menjadi 180 °C			
Tipe	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>			
Bahan	SA-240 grade M tipe 316			
Suhu masuk	<i>Flue gas</i>	=	220	°C
	<i>BFW</i>	=	30	°C
Suhu keluar	<i>Flue gas</i>	=	147	°C
	<i>BFW</i>	=	180	°C
Ketentuan	Rd	>	0,002	(hr)(ft <sup>2</sup> )(°F)/(btu)
	$\Delta P$ gas	<	2	psia
Shell	ID	=	17,25	in
	Baffle	=	13	in
	Passes	=	1	
	$\Delta P$	=	0,0271	psia
	OD	=	1	in
Tube	ID	=	0,652	in
	BWG	=	18	
	Pitch	=	1	in <i>rectangular</i>
	Panjang	=	168	in
	Passes	=	2	
	$\Delta P$	=	0,005	psia
	Rd	0,00634		
Jumlah	1			Unit

**Tabel V.23** Spesifikasi *Syngas Cooler*

Spesifikasi	Keterangan			
No. Alat	E-212			
Fungsi	Mendinginkan <i>syngas</i> dengan menggunakan udara dari suhu 928 °C menjadi 600 °C			
Tipe	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>			
Bahan	SA-240 grade M tipe 316			
Suhu masuk	<i>Syn gas</i>	=	928	°C
	Udara	=	379,139	°C
Suhu keluar	<i>Syn gas</i>	=	600	°C
	Udara	=	542	°C
Ketentuan	Rd	>	0,0035	(hr)(ft <sup>2</sup> )(°F)/(btu)
	$\Delta P$ <i>gas</i>	<	2	Psia
Shell	ID	=	17,25	In
	Baffle	=	13	In
	Passes	=	1	
	$\Delta P$	=	0,00002	psia
Tube	OD	=	1	in
	ID	=	0,902	in
	BWG	=	18	
	Pitch	=	1 ¼	in <i>rectangular</i>
	Panjang	=	144	In
	Passes	=	2	
	$\Delta P$	=	0,00003	psia
Rd	0,009561			(hr)(ft <sup>2</sup> )(°F)/(btu)

**Tabel V.24** Spesifikasi *Syngas Cooler*

Spesifikasi	Keterangan			
No. Alat	E-213			
Fungsi	Mendinginkan <i>syngas</i> dengan menggunakan udara dari suhu 600 °C menjadi 300 °C			
Tipe	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>			
Bahan	SA-240 grade M tipe 316			
Suhu masuk	<i>Syn gas</i>	=	600	°C
	Air	=	59,244	°C
Suhu keluar	<i>Syn gas</i>	=	300	°C
	Air	=	69	°C
Ketentuan	Rd	>	0,02	(hr)(ft <sup>2</sup> )(°F)/(btu)
	$\Delta P$ <i>gas</i>	<	2	Psia
Shell	ID	=	17,25	In
	Baffle	=	13	In
	Passes	=	1	
	$\Delta P$	=	0,0047	psia
Tube	OD	=	1	in
	ID	=	0,902	in
	BWG	=	18	
	Pitch	=	1 ¼	in <i>rectangular</i>
	Panjang	=	144	In
	Passes	=	2	
	$\Delta P$	=	0,703	psia
Rd	0,019505			(hr)(ft <sup>2</sup> )(°F)/(btu)

**Tabel V.25** Spesifikasi *Compressor*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No.Kode	G-311
Tipe	<i>Centrifugal compressor</i>
Fungsi	Menaikkan tekanan <i>process air</i> menuju <i>syngas cooler</i> dan <i>combustion chamber</i>
Jumlah stage	2
Kondisi operasi	P suction = 1,2 bar P discharge = 30 bar
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Kapasitas	108.308,12 kg/jam
Power	13,7 MW

**Tabel V.26** Spesifikasi *Combustion Chamber*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode	R-311
Fungsi	Untuk mengubah <i>syngas</i> menjadi <i>flue gas</i>
Diameter chamber	67,68 in
Volume chamber	401669,79 cubic in
Cross-sectional area	3597,11 sq in
Panjang chamber	101,51 in
Stress	164387,92 PSI
Wall thickness	0,622 in
L/D	1,5
C	88,095



## V.2 Harga Alat

Harga peralatan yang digunakan di Pabrik Pembangkit Energi Berbahan Bakar *Bagasse* ditunjukkan pada Tabel V.27.

**Tabel V.27 Harga Peralatan**

No	Kode	Nama Peralatan	Harga Satuan		Jumlah	Total Harga	
			US\$	2014		US\$	2020
1	J-111	Belt Conveyor 1	16.500,00		1	20.200	
2	C-120	Rotary Cutter	18.000,00		1	22.037	
3	J-121	Screw Conveyor 1	10.000,00		1	12.243	
4	B-130	Fluidized Bed Dryer	500.000,00		1	612.132	
5	J-131	Screw Conveyor 2	10.000,00		1	12.243	
6	H-132	Cyclone	50.000,00		1	61.213	
7	J-211	Belt Conveyor 2	16.500,00		1	20.200	
8	R-210	Circulating Fluidized Bed Gasifier	2.200.000,00		1	2.362.273	
9	N-320	Gas Turbine	16.790.000,00		1	20.555.386	
10	L-313	Pompa Air Condensat	4.900,00		1	5.999	
11	L-344	Pompa Air Condensat	4.900,00		1	5.999	
12	L-231	Pompa Water Process	4.900,00		1	5.999	
13	H-432	Splitter	2.100,00		1	2.571	
14	H-222	Splitter	2.101,00		1	2.572	
15	H-342	Splitter	2.100,00		1	2.571	
16	H-331	Splitter	2.100,00		1	2.571	
17	N-340	Steam Turbine	1.200.000,00		1	1.469.116	
18	L-333	Pompa Steam Condensate	24.500,00		5	29.994	
19	R-230	Carbon Filter	8.500,00		2	10.406	
20	L-334	Pompa Cooling Water	4.900,00		1	5.999	
21	E-330	Heat Recovery Steam Generator	285.600,00		1	349.650	
22	R-240	Anion Exchanger	13.000,00		2	31.831	
23	R-250	Cation Exchanger	15.200,00		2	37.218	
24	D-310	Deaerator	30.000,00		1	36.728	
25	E-213	Syngas Cooler	41.100,00		1	50.317	
26	E-212	Syngas Cooler	41.100,00		1	50.317	
27	G-312	Compressor	2.550.000,00		1	3.121.872	
28	H-220	Electrostatic Precipitator	174.800,00		2	428.003	
29	G-323	Compressor	750.000,00		1	918.198	
30	E-343	Kondensor	74.200,00		1	90.840	
31	R-330	Combustion Chamber	100.000,00		1	122.426	
<b>Total</b>						30.459.124	

## **BAB VI**

### **ANALISA EKONOMI**

Analisa ekonomi merupakan salah satu parameter apakah suatu pabrik layak didirikan atau tidak. Untuk menentukan kelayakan suatu pabrik secara ekonomi, perlu dilakukan perhitungan banyaknya bahan baku yang dibutuhkan dan jumlah produk yang dihasilkan menurut neraca massa yang telah dihitung pada Bab IV. Selain itu perlu dipertimbangkan harga peralatan untuk proses berdasarkan spesifikasi peralatan yang dibutuhkan seperti telah dihitung berdasarkan pada neraca massa dan energi. Selain pertimbangan-pertimbangan yang disebutkan diatas, diperlukan juga analisa biaya yang diperlukan untuk pabrik beroperasi, utilitas, jumlah dan gaji karyawan serta pengadaan lahan untuk pabrik.

Untuk menentukan kelayakan suatu pabrik secara ekonomi, diperlukan perhitungan parameter analisa ekonomi. Parameter kelayakan tersebut antara lain IRR (*Internal Rate of Return*), NPV (*Net Present Value*), POT (*Pay Out Time*) dan BEP (*Break Even Point*).

#### **VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia**

##### **VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan**

Bentuk badan perusahaan dalam Pabrik Energi dari Bagasse ini yaitu Perseroan Terbatas (PT) yang merupakan anak perusahaan dari PT Gula Industri. Perseroan Terbatas merupakan suatu persekutuan yang menjalankan perusahaan dengan modal usaha yang terbagi beberapa saham yaitu 60% equity dan 40% pinjaman dari bank, dimana tiap sekutu (disebut juga persero/equity dan bank) turut mengambil bagian sebanyak satu atau lebih saham. Modal yang digunakan dalam perseroan terbatas ini berasal dari modal dalam negeri. Hal ini dipilih karena beberapa pertimbangan sebagai berikut:

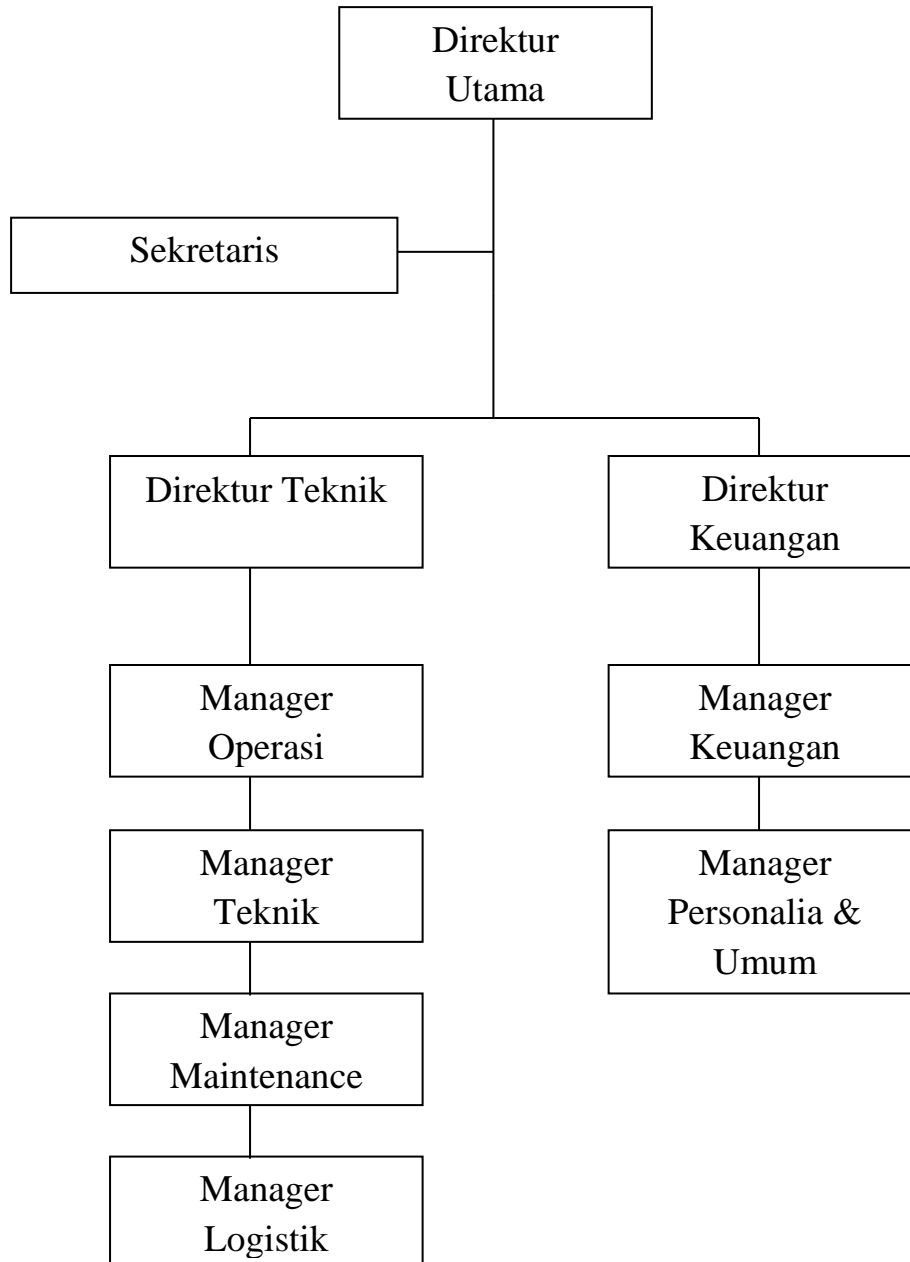
1. Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi ditangani oleh pemimpin perusahaan (direktur utama).
3. Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan, sehingga kekayaan pemegang saham tidak menentukan modal perusahaan.

4. Terdapat perbedaan hak antara pemilik modal dengan dewan komisaris. Pemilik modal adalah pemegang saham sedangkan pelaksanaannya adalah dewan komisaris.

### **VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan**

Sistem organisasi yang digunakan pada Pabrik Energi dari Bagasse ini adalah garis dan staff, yang merupakan kombinasi dari pengawasan secara langsung dan spesialisasi pengaturan dalam perusahaan. Alasan pemakaian sistem ini adalah :

- Baik digunakan untuk pabrik besar dengan produksi yang kontinyu.
- Terdapat hubungan yang sinergis antara pimpinan dan perintah, sehingga menyebabkan budaya disiplin kerja lebih baik. Masing-masing kepala bagian maupun manajer secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan agar tercapai tujuan.
- Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan, sehingga kekayaan pemegang saham tidak menentukan modal perusahaan.
- Pimpinan tertinggi perusahaan dipegang oleh seorang direktur utama yang bertanggung jawab kepada komisaris.



**Gambar IV.1** Struktur Organisasi Perusahaan

Berikut merupakan komponen-komponen utama dalam organisasi garis dan staff, yaitu:

➤ **Pimpinan**

Tugas dan wewenang pemimpin adalah sebagai berikut:

- a. Membuat program kerja yang detail dan sistematis
- b. Menjalin koordinasi dan hubungan yang bersinergi dengan para staff.
- c. Melakukan pengawasan secara menyeluruh mengenai pelaksanaan kerja di seluruh unit di pabrik.

- d. Melakukan evaluasi dan tinjauan secara kontinyu mengenai pelaksanaan pekerjaan di tiap-tiap bagian unit kerja
- e. Memberikan bimbingan serta petunjuk di dalam pelaksanaan pekerjaan.
- f. Memberikan hasil evaluasi kerja kepada dewan komisaris mengenai hal-hal yang terkait dengan pengelolaan pabrik.
- g. Sebagai perwakilan dari pihak pabrik untuk berbagai kepentingan termasuk perundingan dengan pihak dari luar.

➤ **Staff (Pembantu Pimpinan)**

Suatu badan yang terdiri dari para tenaga ahli dimana memiliki kewajiban untuk membantu pemimpin dalam menjalankan kebijaksanaan perusahaan. Staff berbentuk tim yang utuh, saling membantudan membutuhkan dengan tujuan agar semua permasalahan yang di perusahaan dapat dipecahkan secara bersama-sama dengan jalan yang terbaik. Macam - macam staff antara lain ialah :

**a. Staff Teknik**

Staff khusus, yaitu kelompok staff yang berkewajiban untuk memberikan pelayanan jasa kepada komponen pelaksana sehingga dapat membantu dalam pelaksanaan tugas dan kelancarannya.

**b. Staff Ahli**

Staff ini berisikan para ahli dalam bidangnya masing-masing yang diperlukan oleh pabrik untuk membantu pihak pabrik, baik dalam bidang penelitian dan pengembangan maupun bidang lainnya.

**c. Staff Koordinasi**

Dikenal dengan istilah staff umum, yaitu kelompok staff yang bertugas dalam membantu pimpinan dalam perencanaan dan pengawasan, dan jika dibutuhkan dapat memberikan nasihat kepada pimpinan setiap saat.

### **VI.1.3 Struktur Organisasi**

Pembagian kerja dalam organisasi atau perusahaan ini adalah :

**1. Dewan Komisaris**

Komisaris bertindak sebagai pemegang saham (pada pabrik gula). Komisaris diangkat menurut ketentuan yang ada dalam perjanjian dan dapat diberhentikan setiap waktu dalam RUPS apabila bertindak tidak sesuai dengan anggaran dasar atau

kepentingan dari kalangan pemegang saham yang memiliki saham terbanyak dari perseroan tersebut.

Tugas Dewan Komisaris:

- Mengawasi direktur dan berusaha agar tindakan direktur tidak merugikan perseroan
- Menetapkan kebijaksanaan perusahaan
- Mengadakan evaluasi/pengawasan tentang hasil yang diperoleh perusahaan
- Memberikan nasehat kepada direktur bila direktur ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan.

## **2. Direktur Utama**

Direktur Utama adalah pemegang kepengurusan dalam perusahaan dan merupakan pimpinan tertinggi dan penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan.

Tugas Direktur Utama adalah :

- Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana-rencana dan cara melaksanakannya
- Menetapkan sistem organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas dan tanggung jawab dalam perusahaan untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari semua bagian
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing
- Mempertanggungjawabkan kepada dewan komisaris, segala pelaksanaan dari anggaran belanja dan pendapatan perusahaan
- Menentukan kebijakan keuangan

## **3. Direktur Teknik**

Direktur teknik yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya, yang berhubungan dengan operasi pabrik dalam hal operasi peralatan, maintenance peralatan, plant technical dan pengadaan logistik untuk operasi pabrik. Dalam hal ini Direktur Teknik dibantu oleh Manager Operasi, Manager Maintenance, Manager

Plant Technical dan Manager alat-alat berat dan lingkungan yang masing-masing membawahi staff di bagian masing-masing.

Tugas Direktur Teknik :

- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang operasi pabrik dalam hal operasi peralatan, maintenance peralatan, plant technical dan pengadaan logistik untuk operasi pabrik
- Menentukan kebijakan engineering pabrik agar dapat beroperasi secara maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian engineering.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

Tugas Manager Operasi :

- Bagian operasi bertugas mengendalikan jalannya proses produksi pabrik dapat beroperasi dengan maksimal.
- Mengumpulkan fakta-fakta dalam hal operasi di lapangan kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan dengan staff bagian operasi.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Operasional.

Tugas Manager *Maintenance* :

- Bertugas memelihara dan menjaga fasilitas maupun peralatan pabrik yang ada dan mengadakan perbaikan/penggantian yang diperlukan agar didapatkan kontinuitas kerja dan operasi sesuai dengan perencanaan
- Mengkoordinasikan dengan staff bagian maintenance.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Operasional.

Tugas Manager *Plant Technical* :

- Bagian *Plant Technical* bertugas memberikan bantuan teknik kepada bagian maintenance dan bagian operasi yang berkaitan dengan kelancaran dan efisiensi peralatan pabrik.

- Mengumpulkan fakta-fakta dalam hal operasi di lapangan kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Operasional.

Tugas Manager Logistik:

- Bagian ini bertugas untuk mengadakan kontak dengan pihak penjual bahan baku dan mempersiapkan order-order pembelian. Untuk mempersiapkan pembelian, harus ditetapkan :
  - Barang yang dibeli
  - Jumlah yang dibeli
  - Waktu pembelian
  - Tempat pembelian
  - Syarat penyerahan barang yang akan dibeli
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Operasional

#### **4. Direktur Keuangan**

Direktur keuangan yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya, yang berhubungan dengan hal keuangan, pembukuan perusahaan, personalia dan umum. Dalam hal ini Direktur Keuangan dibantu oleh Manager Keuangan dan Manager Personalia dan Umum yang masing-masing membawahi staff di bagian masing-masing.

Tugas Direktur Keuangan:

- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang keuangan dan dalam bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.
- Menentukan kebijakan keuangan pabrik agar dapat memperoleh keuntungan maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian keuangan dan bagian personalia dan umum.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.



Tugas Manager Keuangan :

- Bagian keuangan bertugas atas keuangan dan transaksi perusahaan.
- Bagian pembukuan bertugas atas pemeliharaan administrasi keuangan, penghitungan pajak dan pembukuan perusahaan.
- Mengkoordinasikan dengan staff bagian keuangan.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Keuangan.

Tugas Manager Personalia dan Umum:

- Bagian ini bertugas bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.
- Bertugas untuk memberikan bantuan kepada direktur dalam masalah-masalah kepegawaian, antara lain: penerimaan, pemilihan, penempatan, pemberhentian tenaga kerja dan masalah upah.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Personalia dan Umum.

#### **VI.1.4 Perincian Jumlah Tenaga Kerja**

Jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk proses produksi Listrik diuraikan sebagai berikut :

- Penentuan jumlah karyawan operasi (proses):

Kapasitas produksi Listrik = 3.275.461 kw/hari

Dari gambar 6-8 *Timmerhaus* didapat jumlah karyawan total 45 orang/proses. Karena pada pabrik energi dari bagasse ini ada 4 proses, maka didapat total karyawan sebanyak 180 orang. Karyawan operasi dibagi dalam 3 shift kerja (per hari) dengan 1 shift kerja bekerja dalam 8 jam/hari. Dengan pembagian jadwal *shift* sebagai berikut:

M = *Morning (Shift 1)* : Jam Kerja (07.00-15.00 WIB).

E = *Evening (Shift 2)* : Jam Kerja (15.00-23.00 WIB).

N = *Night (Shift 3)* : Jam Kerja (23.00-07.00 WIB).

**Tabel VI.1** Daftar Kebutuhan Karyawan Pabrik Energi dari Bagasse

No.	Jabatan	Pendidikan					Jumlah Karyawan
		SMP	SMA/SMK	D3	S1	S2	
1	Direktur Utama					1	1
2	Komisaris Utama					1	1
3	Anggota Komisaris					2	2
4	Sekretaris				1		1
5	Direktur Teknik					1	1
6	Direktur Keuangan					1	1
7	Manajer						
	a. Operasi				1		1
	b. Teknik				1		1
	c. Maintenance				1		1
	d. Logistik				1		1
	e. Keuangan				1		1
	f. Personalia & Umum				1		1
8	Kepala Bagian				4		4
9	Karyawan Operasional						
	a. Lulusan S-1				72		79
	b. Lulusan D-3			38			38
	c. Lulusan SMA/SMK		24				24
10	Karyawan Keamanan		12				12
11	Karyawan Kebersihan		10				10
12	Supir		6				6
13	Perawat				6		6
14	Dokter				3		3
TOTAL							184

### VI.1.5 Status Karyawan dan Pengupahan

Sistem pengupahan dibedakan menurut status karyawan, tingkatan pendidikan dan besar kecilnya tanggung jawab atau kedudukannya serta keahlian dan masa kerjanya. Karyawan pabrik dapat digolongkan menjadi 3 golongan sebagai berikut :

#### a. Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah karyawan tetap perusahaan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan, tunjangan, dan jaminan sosial berdasarkan kedudukan, keahlian, dan masa kerja.

#### b. Karyawan Tidak Tetap

Karyawan yang bekerja secara tidak tetap dan karyawan yang masih menjalani masa kerja percobaan (*trainee*) paling lama 6 bulan. Karyawan tidak tetap ini dapat

diterima sebagai karyawan tetap apabila mendapatkan nota persetujuan direktur utama, atas pengajuan kepala bagian dan manajer yang membawahnya. Upah yang diberikan berdasarkan upah bulanan, tetapi belum mendapatkan hak penuh atas tunjangan-tunjangan dan jaminan sosial yang diberikan oleh perusahaan.

### **c. Karyawan Harian**

Karyawan yang bekerja secara harian. Karyawan ini ada ketika perusahaan membutuhkan tenaganya. Karyawan ini diangkat dan diberhentikan oleh direksi tanpa SK dari direksi, dan mendapat upah harian yang dibayar setiap akhir pekan (yakni setiap hari sabtu).

Sistem penggajian dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut :

#### **a) Gaji Bulanan**

Gaji bulanan diberikan kepada karyawan tetap dan tidak tetap setiap bulannya, sesuai dengan bidang, kedudukan, golongan, serta keahliannya masing-masing.

#### **b) Gaji Harian**

Gaji harian adalah gaji yang diberikan kepada karyawan harian yang besarnya tergantung pada keahlian dan masa kerjanya. Gaji harian diberikan pada setiap akhir pekan (yakni hari Sabtu).

#### **c) Gaji Borongan**

Gaji borongan diberikan kepada karyawan harian lepas atau pekerja borongan yang telah disepakati oleh perusahaan.

## **VI.1.6 Tingkat Golongan dan Jabatan Tenaga Kerja**

Dasar penetapan tingkat golongan didasarkan pada jabatan, masa kerja, prestasi, dan sebagainya, sehingga belum tentu karyawan yang mempunyai jabatan lebih tinggi mempunyai gaji lebih besar dari karyawan di bawahnya yang memiliki masa kerja yang lama.

Adapun pembagian golongan karyawan pada perusahaan ini adalah:

Golongan I : Karyawan dengan gaji Rp 2.000.000 – Rp.4.000.000 /bulan.

Golongan II : Karyawan dengan gaji Rp 4.500.000 – 7.500.000 /bulan.

Golongan III : Karyawan dengan gaji Rp 8.000.000 – 20.000.000 /bulan.

Golongan IV : Karyawan dengan gaji Rp 20.500.000,00 – 40.000.000,00 /bulan.

### **VI.1.7. Sistem Jam Kerja**

Pabrik Energi dari Bagasse ini direncanakan bekerja 300 hari per tahun dengan 24 jam kerja per hari. Sesuai dengan ketentuan Undang-Undang dari Disnaker, peraturan, dan kebijakan dari perusahaan yang telah disepakati bersama oleh karyawan. Sistem jam kerja karyawan yang berlaku di perusahaan ini, yakni sebagai berikut:

#### 1. Sistem Jam Kerja *non-Shift*

Disebut dengan sistem jam kerja normal. Sistem jam kerja ini diperuntukkan bagi karyawan yang bekerja di bagian kesehatan dan kebersihan, pemasaran (*marketing*), Keuangan (*accounting*), personalia, administrasi, dan umum. Selain itu sistem jam kerja ini juga diperuntukkan untuk karyawan yang masih menjalani masa percobaan kerja. Jumlah jam kerja ialah 40 jam tiap minggu, sedangkan selebihnya akan dihitung sebagai jam lembur kerja. Waktu kerja untuk hari Senin- Kamis adalah dari pukul 07.30-12.00. Lalu pukul 12.00-13.00 istirahat. Dilanjutkan pukul 13.00-16.30. Sehingga total kerja adalah 8 jam. Untuk hari Jumat, waktu kerja mulai pukul 07.30-11.30. Lalu pukul 11.30-13.00 istirahat. Dilanjutkan pukul 13.00-17.00. Sehingga total kerja sama 8 jam. Untuk hari Sabtu dan Minggu libur.

#### 2. Sistem Jam Kerja *Shift*

Disebut dengan sistem jam kerja *full*. Sistem jam kerja ini diperuntukkan bagi karyawan yang bekerja di Unit produksi dan teknik, seperti di unit proses (pengolahan), perawatan (*maintenance*), *quality control*, dokter, supir, dan bagian keamanan. Sistem kerja ini diperlukan karena kondisi operasional bagian unit proses (produksi) tersebut harus beroperasi secara kontinyu pengawasan secara terus-menerus selama 24 jam. Di Unit produksi dan teknik sendiri memiliki 4 (*group*) *shift* yang masing-masing bergantian setiap dua hari. Setiap *shift* memiliki hak untuk libur 2 hari dalam 8 hari kerja. Pembagian jadwal *shift* kerja yang ada di Unit Produksi dan Teknik:

**Tabel VI.2 Production Unit Schedule**

No	Group	Date									
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1.	A	2	2	3	3	H	H	1	1	2	2
2.	B	1	1	2	2	3	3	H	H	1	1
3.	C	H	H	1	1	2	2	3	3	H	H
4.	D	3	3	H	H	1	1	2	2	3	3

No	Group	Date									
		11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
1.	A	3	3	H	H	1	1	2	2	3	3
2.	B	2	2	3	3	H	H	1	1	2	2
3.	C	1	1	2	2	3	3	H	H	1	1
4.	D	H	H	1	1	2	2	3	3	H	H

No	Group	Date										
		21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31
1.	A	H	H	1	1	2	2	3	3	H	H	M
2.	B	3	3	H	H	1	1	2	2	3	3	H
3.	C	2	2	3	3	H	H	1	1	2	2	N
4.	D	1	1	2	2	3	3	H	H	1	1	E

**Keterangan:**

1 = *Morning (Shift 1)* ; Jam Kerja (07.00-15.00 WIB).

2 = *Evening (Shift 2)* ; Jam Kerja (15.00-23.00 WIB).

3 = *Night (Shift 3)* ; Jam Kerja (23.00-07.00 WIB).

H = *Holiday (Hari Libur Kerja)*.

Setiap karyawan mendapatkan cuti tahunan maksimal 12 hari atau 12 kali cuti setiap tahun. Terdapat juga cuti sakit bagi tenaga kerja yang memerlukan istirahat atau perawatan total berdasarkan surat keterangan dokter, cuti hamil selama tiga bulan bagi tenaga kerja wanita (satu bulan sebelum melahirkan dan dua bulan setelah melahirkan), cuti besar diberikan setiap enam tahun sekali, cuti alasan penting seperti ibadah haji, pernikahan diri sendiri, pernikahan saudara kandung, orang tua atau mertua meninggal dunia, mengkhitan anak, membaptiskan anak, dan terkena bencana alam. Pengambilan waktu cuti diatur dengan mengajukan permohonan maksimal 1 hari sebelumnya untuk pertimbangan ijinnya.

## VI.2 UTILITAS

Utilitas merupakan sarana penunjang suatu industri, karena utilitas merupakan penunjang proses utama dan memegang peranan penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas pada Pabrik Energi dari Bagasse ini meliputi :

### 1. Air

Berfungsi sebagai sanitasi, air pendingin, dan air untuk *feed boiler*. Maka untuk memenuhi kebutuhan utilitas pabrik diatas, diperlukan unit-unit sebagai penghasil sarana utilitas, yaitu :

#### VI.2.1 Unit Pengolahan Air

Kebutuhan air untuk pabrik diambil dari air laut, dimana sebelum digunakan air sungai perlu diolah lebih dulu, agar tidak mengandung zat-zat pengotor, dan zat-zat lainnya yang tidak layak untuk kelancaran operasi. Air pada Pabrik Energi dari Bagasse ini digunakan untuk kepentingan :

### 1. Air sanitasi, meliputi air untuk laboratorium dan karyawan.

Air sanitasi digunakan untuk keperluan para karyawan dilingkungan pabrik. Penggunaannya antara lain untuk konsumsi, mencuci, mandi, memasak, laboratorium, perkantoran dan lain-lain. Adapun syarat air sanitasi, meliputi :

#### a) Syarat fisik :

- Suhu di bawah suhu udara
- Warna jernih
- Tidak berasa
- Tidak berbau
- Kekeruhan  $\text{SiO}_2$  tidak lebih dari 1 mg / liter

#### b) Syarat kimia :

- pH = 6,5 - 8,5
- Tidak mengandung zat terlarut yang berupa zat organik dan anorganik seperti  $\text{PO}_4$ , Hg, Cu dan sebagainya

#### c) Syarat bakteriologi :

- Tidak mengandung kuman atau bakteri, terutama bakteri patogen
- Bakteri *E. coli* kurang dari 1/ 100 ml

### 2. Air proses, meliputi : air proses, air pendingin dan air umpan boiler

Pada unit pengolahan air ini, peralatan yang digunakan meliputi: pompa air boiler, bak pendingin, kation-anion exchanger.

## **VI.2.2 Unit Penyediaan Bahan Bakar**

Bahan bakar yang digunakan untuk pabrik ini adalah ampas tebu sebagai sumber energi yang digunakan untuk menjalankan peralatan proses.

## **VI.2.3 Unit Pemadam Kebakaran**

Unit ini digunakan untuk mengantisipasi bila terjadi bahaya kebakaran di pabrik ini. Unit pemadam kebakaran yang digunakan adalah menggunakan *Hydrant* dan *Foam*.

## **VI.3 ANALISA EKONOMI**

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk dapat mengetahui apakah suatu pabrik yang direncanakan layak didirikan atau tidak. Untuk itu pada pra rencana Pabrik Energi dari Bagasse ini dilakukan evaluasi atau studi kelayakan dan penilaian investasi. Faktor-faktor yang perlu ditinjau untuk memutuskan hal ini adalah:

1. Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return, IRR*)
2. Waktu pengembalian modal minimum (*Pay Out Time, POT*)
3. Titik Impas (*Break Event Point, BEP*)

Sebelum dilakukan analisa terhadap ketiga faktor diatas perlu dilakukan peninjauan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

1. Penaksiran Total Investasi Modal (*Total Capital Investment, TCI*) yang meliputi:
  - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment, FCI*) :
    - Biaya Langsung (*Direct Cost*)
    - Biaya Tidak Langsung (*Indirect Cost*)
  - b. Modal Kerja (*Working Capital Investment, WCI*)
2. Penentuan Biaya Produksi (*Total Production Cost, TPC*), yang terdiri:
  - a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*) :
    - Biaya Produksi Langsung (*Direct Production Cost, DPC*)
    - Biaya Tetap (*Fixed Cost, FC*)
    - Biaya Tambahan *Plant* (*Plant Overhead Cost*)
  - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Biaya Total

Perhitungan Biaya Total ini digunakan untuk mengetahui besarnya semua biayayang dikeluarkan perusahaan. Selain itu juga untuk mengetahui besarnya

nilai titik impas (BEP). Untuk mengetahui besarnya titik impas (BEP) perlu dilakukan penaksiran terhadap:

- a. Biaya Tetap (*Fixed Cost*, FC)
  - b. Biaya Semi-variabel (*Semi Variable Cost*, SVC)
  - c. Biaya Variabel (*Variable Cost*, VC)
  - d. Total Penjualan (*Sales*, S)
4. Total Pendapatan

Total pendapatan dihitung untuk mengetahui besarnya pendapatan bersih yang didapatkan untuk pabrik sehingga apabila pabrik ini mendapatkan laba yang sesuai maka pabrik yang sedang direncanakan ini layak untuk didirikan, akan tetapi apabila pabrik yang direncanakan mengalami kerugian maka pabrik ini tidak layak untuk didirikan. Analisa ekonomi dalam desain Pabrik Energi dari Bagasse ini dihitung dengan menggunakan “Metode *Discounted Cash Flow*”. Perhitungan analisa ekonomi secara lengkap dapat dilihat pada Appendix D.

### **VI.3.1 Biaya Peralatan**

Harga peralatan tiap tahun cenderung naik, sehingga untuk menentukan harga sekarang dapat ditaksir dari harga tahun sebelumnya berdasarkan FOB (*Free On Board*) dari *Gulf Coast USA* pada tahun 2014 yang diperoleh dari [www.matche.com](http://www.matche.com). Perhitungan harga peralatan secara total dapat dilihat pada Appendix D.

### **VI.3.2 Perhitungan Analisa Ekonomi**

Analisa ekonomi dihitung dengan menggunakan metode *discounted cash flow* yaitu nilai *cash flow* diproyeksikan dengan nilai pada masa sekarang. Berikut dasar perhitungan yang digunakan :

1. Modal
  - Modal Sendiri = 60 %
  - Modal Pinjaman = 40 %
2. Bunga Bank = 13,00 % per tahun
3. Laju Inflasi = 3,28 % per tahun
4. Masa Konstruksi = 2 tahun

- Tahun pertama menggunakan 50 % modal sendiri dan 50 % modal pinjaman.



- Tahun kedua menggunakan sisa modal sendiri dan sisa modal pinjaman.
5. Pembayaran modal pinjaman selama konstruksi dilakukan secara diskrit dengan cara sebagai berikut:
    - Pada awal masa konstruksi yaitu awal tahun ke (-2) dilakukan pembayaran sebesar 50 % dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka.
    - Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun ke (-1)) dibayarkan sisa modal pinjaman.
  6. Pengembalian pinjaman dilakukan pada jangka waktu 10 tahun, sebesar 10 % per tahun.
  7. Umur pabrik, penyusutan investasi alat dan bangunan diperkirakan terjadi dalam waktu 10 tahun dengan depresiasi sebesar 10 % per tahun secara *straight line* dari Fixed Capital Investment (FCI).
  8. Kapasitas Produksi :
    - Tahun ke-1 = 60 %.
    - Tahun ke-2 = 80 %.
    - Tahun ke-3 = 100 %.

### VI.3.2.1 Investasi

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi yang berasal dari modal sendiri akan habis pada tahun pertama konstruksi. Nilai modal sendiri dapat terpengaruh oleh inflasi. Untuk modal sendiri dan modal pinjaman dari bank, total pinjaman pada akhir masa konstruksi dapat dilihat pada Appendix D.

### VI.3.3 Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return / IRR*)

*Internal rate of return* berdasarkan metode *discounted cash flow* adalah suatu tingkatbunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal. Cara yang dilakukan adalah dengan *trial* harga  $i$ , yaitu lajubunga sehingga memenuhi persamaan berikut:

$$\frac{\sum CF}{(1+i)^n} = \text{total modal akhir masa konstruksi.}$$

**Keterangan:**

$n$  = tahun.

$i$  = *discount factor*.

$CF$  = *netcash flow* pada tahun ke- $n$ .

$1/(1+i)^n$  = *discount flow*.

Dari hasil perhitungan pada Appendix D, didapatkan harga  $i = 22,35\%$  yang mana lebih besar dari harga  $i$  untuk bunga pinjaman yaitu  $6,00\%$  per tahun. Dengan harga  $i = 22,35\%$  yang didapatkan dari perhitungan menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan dengan kondisi tingkat bunga pinjaman  $6,00\%$  per tahun.

**VI.3.4 Net Present Value (NPV)**

*Net Present Value* (NPV) adalah selisih antara *present value* dari investasi dengan nilai sekarang dari penerimaan-penerimaan kas bersih di masa yang akan datang. Untuk menghitung nilai sekarang perlu ditentukan tingkat bunga yang relevan. NPV dapat dihitung dengan menggunakan rumus:

$$NPV = \sum_{t=0}^n \frac{CF_t}{(1+i)^t}$$

atau

$$NPV = \sum_{t=0}^n \frac{CF_t}{(1+i)^t} - CF_0$$

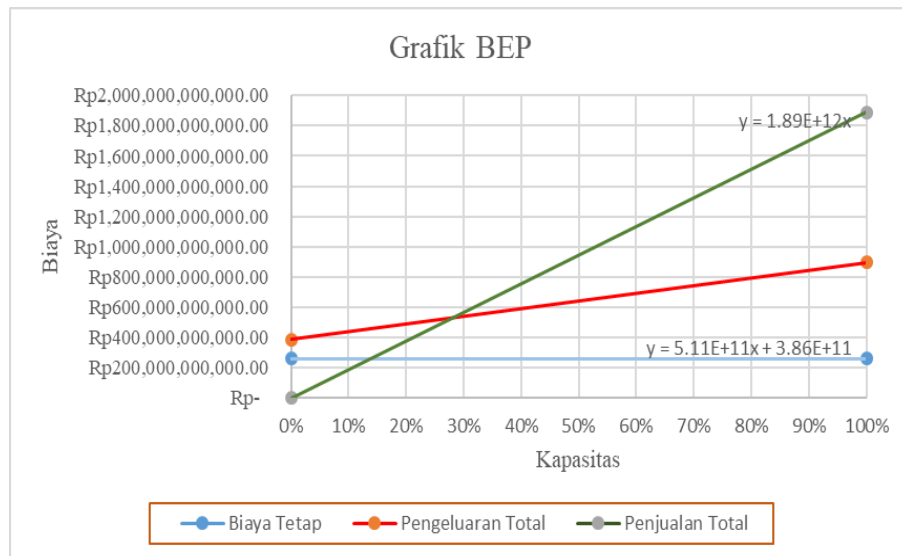
Dari hasil perhitungan pada Appendix D, didapatkan nilai NPV sebesar Rp 1.454.346.977.728. Harga *Net Present Value* yang diperoleh bernilai positif ( $NPV > 0$ ). Hal ini menunjukkan bahwa proyek akan menambah nilai bagi perusahaan sehingga proyek pembangunan pabrik ini layak dilaksanakan.

**VI.3.5 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time / POT*)**

Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendix D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 4,13 tahun. Nilai POT ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan karena POT yang didapatkan lebih kecil dari perkiraan usia pabrik yaitu 10 tahun.

### VI.3.6 Analisa Titik Impas (*Break Even Point / BEP*)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya kapasitas produksi yang harus ditetapkan ketika biaya produksi total tepat sama dengan hasil penjualan. Biaya Tetap (FC), Biaya *Variable* (VC), dan Biaya *Semi-Variable* (SVC) tidak dipengaruhi oleh kapasitas produksi. Dari perhitungan yang dilakukan pada *Appendiks D* didapatkan bahwa Titik Impas (BEP) = 28%.



**Gambar VI.2** Grafik BEP Pabrik Energi dari Bagasse

## **BAB VII**

### **KESIMPULAN**

Untuk mengetahui kelayakan dari Pra Desain Pabrik Pembangkit Energi Berbahan Bakar Bagasse, maka perlu dilakukan evaluasi terhadap seluruh hal yang direncanakan dan dirancang. Evaluasi dilakukan terhadap tinjauan secara teknis dan ekonomis.

Berdasarkan hasil – hasil yang telah diuraikan pada bab – bab sebelumnya, dapat dievaluasi bahwa :

- Secara Teknis

Pabrik Energi dari Bagasse dapat didirikan di Kelurahan Gempolkrep, Kecamatan Gedeg, Kabupaten Mojokerto, Jawa Timur dengan kapasitas *on season* dan *off season* sebesar 1.209,6 ton *bagasse* per hari, yang dapat memenuhi kebutuhan *steam* pabrik gula sebesar 3.792 ton/hari pada saat *on season* dan memproduksi listrik 2.713.193 Kwh/hari. Pabrik beroperasi secara kontinyu 24 jam/hari, selama 300 hari dalam setahun terdiri dari 180 hari saat *on season* dan 120 hari saat *off season*. Proses pembangkit yang dipilih adalah dengan *Integrated Gasification Combined Cycle* (IGCC).

- Secara Ekonomis

Berdasarkan analisa ekonomi dengan metode *Discounted Cash Flow* terhadap faktor ekonomi pra desain pabrik ini, maka diperoleh hasil sebagai berikut :

1. Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return/IRR*) sebesar 22,35 % per tahun, dimana lebih besar dari suku bunga bank yang sebesar 13 % per tahun.
2. *Net Present Value* (NPV) sebesar Rp 1.059.533.624.833,41. Harga *Net Present Value* yang diperoleh bernilai positif (NPV>0).
3. Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time/POT*) adalah 4,13 tahun, dimana lebih kecil dari perkiraan umur pabrik yaitu 10 tahun.
4. Titik Impas (*Break Even Point/BEP*) sebesar 28%.

Berdasarkan evaluasi – evaluasi yang telah ditinjau secara teknis dan ekonomis tersebut, maka dapat disimpulkan bahwa Pabrik Pembangkit Energi Berbahan Bakar Bagasse ini layak untuk didirikan.

## DAFTAR PUSTAKA

- Aziz, Muhammad. 2014. *Integration of energy-efficient empty fruit bunch drying with gasification/combined cycle systems*. Elsevier.
- Basu, Prabir. 1991. *Design and Operations Circulating Fluidized Bed*. United States America: Butterworth-Heinemann.
- Bleier, Frank P. 1998. *Fan Handbook*. New York: McGraw-Hill.
- Brownell, Lloyd E dan Edwin H Young. 1959. *Process Equipment Design*. New York: John Wiley & Sons.
- Erawati Emi, Wahyudi Budi Setiawan dan Panut Mulyono. 2013. *Karakteristik Bio-Oil Hasil Pirolisis Amapas Tebu*. Yogyakarta: JKTI.
- Geankoplis, Christie J. 1997. *Transport Process and Unit Operations 3rd Edition*. New Delhi: Prentice-Hall of India.
- Graves. 1979. *Presurised FBC Technology*. United States America: Noyes Data Corporation.
- Hugot. 1986. *Handbook of Cane Sugar Engineering 2nd edition*. New York: Elsevier Science.
- Kern, Donald Q. 1965. *Process Heat Transfer*. International Edition. Tokyo: McGraw-Hill Book Company.
- Kusnarjo. 2010. *Desain Bejana Bertekanan*. Surabaya: ITS Press.
- Ludwig Ernest. 1999. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Volume 3, Third Edition*. USA: Gulf Publishing Company.
- Larson, Eric D. 2004. *Biomass Gasification Systems for Electric Power, Cogeneration, Liquid Fuels, and Hydrogen*. Stanford University.
- Mavendra, Dede. 2016. *Kalkulasi Efisiensi Daya Mesin PLTGU Dengan Pola Operasi 2-2-1 dan 3-3-1 PT*. Indonesia Power Unit Pembangkit Semarang. Universitas Sanata Dharma.
- McCabe, Warren L. 1993. *Unit Operations of Chemical Engineer's Handbook 7th edition*. New York: McGraw-Hill International Book.
- Mujumdar, Arun S. 2006. *Handbook of Industrial Drying*. Philadelphia: Taylor and Francis Group, LLC.
- Oka, Simeon. 2004. *Fluidized Bed Combustion*. United States America: Marcel Dekker, Inc.
- Perry, Robert H dan Don Green. *Perry's Chemical Engineers Handbook 7th edition*. New York: McGraw-Hill Book Company.

- Peters, Max S, Klaus D Timmerhaus, dan Ronald E West. 2003. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers 5th Edition*. Boston: McGraw-Hill Book Company.
- Polaco, Stella Luz. 2013. *Fluidized Bed Superheated Steam Dryer for Bagasse: Effects of Particle Size Distribution*. Journal of Sustainable Bioenergy Systems, Vol. 3, hal 265271.
- Powell, Sheppard T. 1954. *Water Conditioning for Industry*. New York: McGraw-Hill Book Company.
- Smith, Robin. 2005. *Chemical Process Design and Integration*. England: John Wiley & Sons, Ltd.
- Ulrich, Gael D dan Palligarnai T Vasudevan. 2006. *How to Estimate Utility Costs*. New Hampshire: John Wiley & Sons.
- Yohana, Eflita. 2016. Analisis Efisiensi siklus *Combine Cycle Power Plant Gas Turbine Generator* Terhadap Beban Operasi PT. Krakatau Daya Listrik. Universitas Diponegoro.
- Seider, D Warren. 2003. *Product & Process Design Principles*. England: John Wiley & Sons, Ltd.
- Walas, M Stanley. *Chemical Process Equipment*. 1990. USA: Butterworth-Heinemann.
- Asfaw, Abdulehak Alemu. 2013. *Design of Fluidized Bed Bagasse Gassifier*. Addis Ababa University

## APPENDIKS A NERACA MASSA *OFF SEASON*

### Keterangan

Kapasitas Pabrik Gula	:	7200 ton/hari
Kapasitas ampas tebu	:	2160 ton/hari
Ampas tebu total yang diolah sebanyak 30% dari massa tebu ( 60% selama <i>on season</i> )	:	54000 kg/jam
	:	15,00 kg/s
Waktu operasi dalam 1 tahun	:	180 hari
Waktu operasi dalam 1 hari	:	24 jam
Basis perhitungan	:	1 jam
Asumsi	:	Tidak ada massa yang hilang
Satuan Massa	:	kg
maka : neraca massa total :		

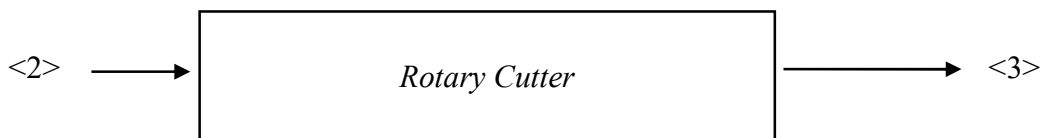
Akumulasi = in - out  
akumulasi = 0 (sistem *continue* )

### Komposisi

**Tabel A.1** Komposisi *Wet Bagasse*

Komponen	% Berat	Massa (kg)
C	0,2284	12332,4552
H <sub>2</sub>	0,0403	2176,3123
O <sub>2</sub>	0,2449	13225,3430
N <sub>2</sub>	0,0031	167,4410
Ash	0,0033	178,4484
H <sub>2</sub> O	0,4800	25920,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>54000,000</b>

### A.1. Rotary Cutter (C-120)



### Keterangan :

Aliran <2> = *Wet Bagasse* sebelum dihaluskan.

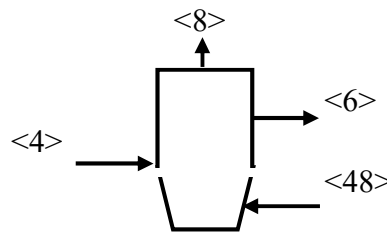
Aliran <3> = *Wet Bagasse* setelah dihaluskan.

**Tabel A.2 Neraca Massa Rotary Cutter**

Komponen	Masuk		Keluar	
	<2>		<3>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,2284	12332,46	0,2284	12332,46
N <sub>2</sub>	0,0031	167,44	0,0031	167,44
H <sub>2</sub>	0,0403	2176,31	0,0403	2176,31
O <sub>2</sub>	0,2449	13225,34	0,2449	13225,34
CO	0,0000	0,00	0,0000	0,00
CO <sub>2</sub>	0,0000	0,00	0,0000	0,00
Ash	0,0033	178,45	0,0033	178,45
H <sub>2</sub> O	0,4800	25920,00	0,4800	25920,00
CH <sub>4</sub>	0,0000	0,00	0,0000	0,00
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>54000,000</b>	<b>1,0000</b>	<b>54000,000</b>

**A.2. Fluidized Bed Dryer (B-130)**

*Moisture content* Bagasse yang awalnya sebesar 50% berkurang menjadi 5% (wet basis)



Keterangan :

Aliran <4> = *Wet Bagasse* sebelum proses pengeringan.

Aliran <48> = *Flue gas* masuk.

Aliran <8> = *Flue gas* keluar.

Aliran <6> = *Dry Bagasse* setelah proses pengeringan.

**Tabel A.3 Neraca Massa Fluidized bed Dryer Arus Masuk**

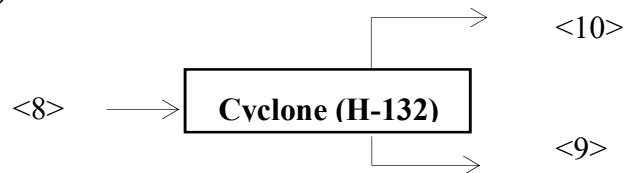
Komponen	Masuk			
	<4>		<48>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,2284	12332,46	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub>	0,0031	167,44	0,6926	214275,5617
H <sub>2</sub>	0,0403	2176,31	0,0008	237,2251
O <sub>2</sub>	0,2449	13225,34	0,1044	32289,3700
CO	0,0000	0,00	0,0084	2595,4931
CO <sub>2</sub>	0,0000	0,00	0,1292	39959,8650
Ash	0,0033	178,45	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,4800	25920,00	0,0646	19992,9946
CH <sub>4</sub>	0,0000	0,00	0,0001	38,4082
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>54000,00</b>	<b>1,0000</b>	<b>309388,9176</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>363388,9176</b>			



**Tabel A.4** Neraca Massa *Fluidized bed Dryer* Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<8>		<6>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0007	246,65	0,4014	12085,8061
N <sub>2</sub>	0,6429	214278,91	0,0054	164,0922
H <sub>2</sub>	0,0008	280,75	0,0708	2132,7861
O <sub>2</sub>	0,0977	32553,88	0,4304	12960,8362
CO	0,0078	2595,49	0,0000	0,0000
CO <sub>2</sub>	0,1199	39959,87	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	3,57	0,0058	174,8794
H <sub>2</sub> O	0,1300	43320,99	0,0861	2592,0000
CH <sub>4</sub>	0,0001	38,4082	0,0000	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>333278,52</b>	<b>1,0000</b>	<b>30110,4000</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>363388,9176</b>			

**A.3. Cyclone (H-132)**



Keterangan :

Aliran <8> = *Flue gas* masuk *Cyclone*

Aliran <10> = *Flue Gas* keluaran *Cyclone*.

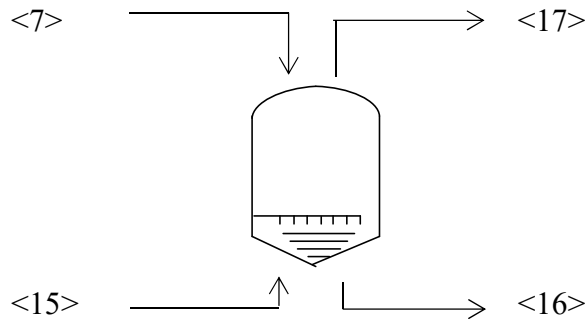
Aliran <9> = *Bagasse* keluaran *Cyclone*.

Asumsi *Bagasse* yang terikut udara pengering keluar *dryer* = 2%  
= 614,50 kg

**Tabel A.5** Neraca Massa *Cyclone* Arus Masuk dan Keluar

Komponen	Masuk		Keluar			
	<8>		<10>		<9>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0007	246,65	0,0000	4,93	0,4014	241,716122
N <sub>2</sub>	0,6429	214278,91	0,6441	214275,63	0,0054	3,28184438
H <sub>2</sub>	0,0008	280,75	0,0007	238,10	0,0708	42,6557215
O <sub>2</sub>	0,0977	32553,88	0,0971	32294,66	0,4304	259,216724
CO	0,0078	2595,49	0,0078	2595,49	0,0000	0
CO <sub>2</sub>	0,1199	39959,87	0,1201	39959,87	0,0000	0
Ash	0,0000	3,57	0,0000	0,07	0,0058	3,49758864
H <sub>2</sub> O	0,1300	43320,99	0,1301	43269,15	0,0861	51,84
CH <sub>4</sub>	0,0001	38,41	0,0001	38,41	0,0000	0
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>333278,52</b>	<b>1,0000</b>	<b>332676,31</b>	<b>1,0000</b>	<b>602,2080</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>333278,52</b>		<b>333278,5</b>			

#### A.4. Gasifier (R-120)



Keterangan :

Aliran <7> = Bagasse kering

Aliran <15> = Udara masuk.

Aliran <17> = *Syn gas* keluar.

Aliran <16> = *Ash* keluar.

Equivalent Ratio = 0.2 (Han,Jun,.2017)

Jenis-jenis reaksi yang terjadi pada Gasifier dibagi menjadi:

##### 1. Partial Oxidation



##### 2. Complete Oxidation



##### 3. Hydrogasification reaction



##### 4. Water Gas Shift Reaction



##### 5. Water Gas Reaction



##### 6. Boudouard Reaction



dikutip dari Handbook of Alternative Fuel Technology  
pada T= 1400 °C Log<sub>10</sub> Kp

Reaksi 1 = 8,79

Reaksi 2 = 14,78

Reaksi 3 = 2,36

Reaksi 4 = 0,36

Reaksi 5 = 2,44

Reaksi 6 = 2,80

**Reaksi <1>**

Pada T = 1400 °C

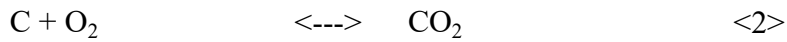
diperoleh

$$\log_{10}K = 8,79$$

$$K = 6E+08$$

*sumber : Handbook of Alternative Fuel Technology, pages 31*

$$X_{ae} = 1,000$$

**Reaksi <2>**

Pada T = 1400 °C

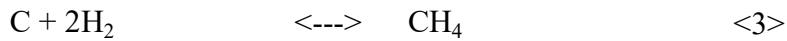
diperoleh

$$\log_{10}K = 14,78$$

$$K = 6,03E+14$$

*sumber : Handbook of Alternative Fuel Technology, pages 31*

$$X_{ae} = 1,000$$

**Reaksi <3>**

Pada T = 1400 °C

diperoleh

$$\log_{10}K = 2,36$$

$$K = 2,29E+02$$

*sumber : Handbook of Alternative Fuel Technology, pages 31*

$$X_{ae} = 0,9957$$

**Reaksi <4>**

Pada T = 1400 °C

diperoleh

$$\log_{10}K = 0,36$$

$$K = 2,29E+00$$

*sumber : Handbook of Alternative Fuel Technology, pages 31*

$$X_{ae} = 0,70$$

**Reaksi <5>**

Pada T = 1400 °C

diperoleh

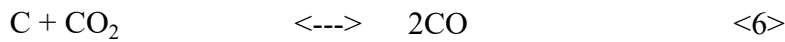
$$\log_{10}K = 2,44$$

$$K = 2,75E+02$$

*sumber : Handbook of Alternative Fuel Technology, pages 31*

$$X_{ae} = 1,00$$

**Reaksi <6>**



Pada T = 1400 °C

diperoleh

$$\log_{10}K = 2,80$$

$$K = 6,31E+02$$

sumber : Handbook of Alternative Fuel Technology, pages 31

$$X_{ae} = 1,00$$

Dari Jurnal (Han,jun.2017) kebutuhan O2 dapat di hitung dari ER (equivalent Ratio)

$$ER = \frac{\text{weight Oxygen/dry biomass}}{\text{Stociometry Oxygen/bimass ratio}}$$

dimana pada jurnal (Han,jun,2017 ) ER = 0,2 CO dan H2 terbentuk maksimal

asumsi 1 g bagasse

komponen	fraksi	BM	Massa(gr)	mol
C	43,92%	12	0,43919	0,0366
H	7,75%	2	0,077504	0,03875
O	0,6%	32	0,005963	0,00019

**Reaksi Stociomerty**

Stoikiometri :	C	+	O <sub>2</sub>	⟨---⟩	CO <sub>2</sub>
mula :	0,0366				mol
bereaksi :	0,0366		0,0366		mol
sisa :	0,0			0,0366	mol

Stoikiometri :	H <sub>2</sub>	+	0.5O <sub>2</sub>	⟨---⟩	CO <sub>2</sub>
mula :	0,0388				mol
bereaksi :	0,0388		0,0194		mol
sisa :	0,0			0,0388	mol

**total O2 bereaksi = 0,0558 mol**

**stokiometri O2 = 1,785242333 g**

**weight dry biomass= 30712,6080 kg**

ER = 0,2

$$ER = \frac{\text{weight Oxygen/dry biomass}}{\text{Stociometry Oxygen/bimass ratio}}$$

**m Oxygen dibutuhkan= 10966 kg**

komponen	komposisi (%mol)	
CO	26,7%	71%
H <sub>2</sub>	23,4%	
CO <sub>2</sub>	9,8%	26%
CH <sub>4</sub>	0,9%	2%
N <sub>2</sub>	39,1%	100,0%

### Reaksi <1>

Asumsi : Konversi C : 1,000 (ditetapkan berdasarkan konversi maksimum)

jumlah mol C = 1003,5070

jumlah mol O<sub>2</sub> = 755,5938

Stoikiometri :	C	+ 0.5O <sub>2</sub>	<--->	CO	
mula :	358,0	755,5938			kgmol
bereaksi :	358,0	179,0159		358,0	kgmol
sisa :	0,0	576,5779		358,0	kgmol

### Reaksi <2>

Asumsi : Konversi C : 1,000 (ditetapkan berdasarkan konversi maksimum)

jumlah mol C = 1003,5070

jumlah mol O<sub>2</sub> = 576,5779

Stoikiometri :	C	+ O <sub>2</sub>	<--->	CO <sub>2</sub>	
mula :	263,3	576,5779			kgmol
bereaksi :	263,3	263,3		263,3	kgmol
sisa :	0,0	313,2		263,3	kgmol

### Reaksi <3>

Asumsi : Konversi H<sub>2</sub> 0,996 (ditetapkan berdasarkan konversi maksimum)

jumlah mol C = 1003,5070

jumlah mol H<sub>2</sub> = 1087,2555

Stoikiometri :	C	+ 2H <sub>2</sub>	<--->	CH <sub>4</sub>	
mula :	24,110	1087,3			kgmol
bereaksi :	24,005	48,0		24,01	kgmol
sisa :	0,105	1039,2		24,01	kgmol

Karena H<sub>2</sub>O jumlah sedikit maka pada reaksi 4 dan 5 H<sub>2</sub>O menjadi limiting reaktan sehingga untuk mencari rasio H<sub>2</sub>O yang bereaksi pada reaksi 4 dan 5 maka dibandingkan dengan K masing-masing reaksi

reaksi 4 = 2,29 0,0082  
 reaksi 5 = 275,42 0,9918  
 277,71 1

**Reaksi <4>**

jumlah mol CO = 358,0  
 jumlah mol H<sub>2</sub>C= 146,880

Stoikiometri :	CO	+	H <sub>2</sub> O	<--->	CO <sub>2</sub>	+	H <sub>2</sub>	
mula :	358,0		1,2					kgmol
bereaksi :	1,2		1,2		1,2		1,2	kgmol
sisa :	356,8		0,0		1,2		1,2	kgmol

**Reaksi <5>**

jumlah mol C = 358,2414  
 jumlah mol H<sub>2</sub>C= 146,880

Stoikiometri :	C	+	H <sub>2</sub> O	<--->	CO	+	H <sub>2</sub>	
mula :	#####		145,668					kgmol
bereaksi :	#####		145,668		145,668		#####	kgmol
sisa :	#####		0,0		145,668		#####	kgmol

**Reaksi <6>**

Asumsi : Konversi C : 0,998 (ditetapkan berdasarkan konversi maksimum)  
 jumlah mol C = 212,573  
 jumlah mol CO<sub>2</sub>= 264,55

Stoikiometri :	C	+	CO <sub>2</sub>	<--->	2CO	
mula :	212,6		264,5			kgmol
bereaksi :	212,2		212,2		424,47	kgmol
sisa :	0,3		52,3		424,47	kgmol

**Tabel A.6 Neraca Massa *Gasifier* Arus Masuk**

Komponen	Masuk			
	<7>		<15>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,4014	12327,5222	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub>	0,0054	167,3741	0,7670	36096,0532
H <sub>2</sub>	0,0708	2175,4418	0,0000	0,0000
O <sub>2</sub>	0,4304	13220,0529	0,2330	10965,8896
CO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ash	0,0058	178,3770	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0861	2643,8400	0,0000	0,0000
CH <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Tar	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Char	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>30712,6080</b>	<b>1,0000</b>	<b>47061,9428</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>77774,551</b>			

**Tabel A.7 Neraca Massa *Gasifier* Arus Keluar**

Komponen	Keluar			
	<17>		<16>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,0	0,0221	4,0365
N <sub>2</sub>	0,4674	36263,4	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub>	0,0306	2372,3	0,0000	0,0000
O <sub>2</sub>	0,1292	10023,8	0,0000	0,0000
CO	0,3345	25954,9	0,0000	0,0000
CO <sub>2</sub>	0,0297	2301,6	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0	0,9779	178,3770
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0	0,0000	0,0000
CH <sub>4</sub>	0,0049	384,1	0,0000	0,0000
Tar	0,0021	165,0	0,0000	0,0000
Char	0,0017	128,4	0,0000	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>77593,4</b>	<b>1,0000</b>	<b>182,4135</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>77775,808</b>			

-1,257

Tar dan Char yang terbentuk  
 Berdasarkan (Jaevar,dkk 2004)

$$x_{tar} = 0,006 \text{ kg Tar/ kg bagasse}$$

$$x_{char} = 0,005 \text{ kg Char/ kg bagasse}$$

$$\text{Tar} = 165 \text{ kg Tar}$$

$$\text{Char} = 128,4 \text{ kg Char}$$

$$\text{BM Tar} = 13,51 \text{ kg/kgmol}$$

$$\text{BM Char} = 12 \text{ kg/kgmol}$$

$$\text{mol Tar} = 12 \text{ kgmol}$$

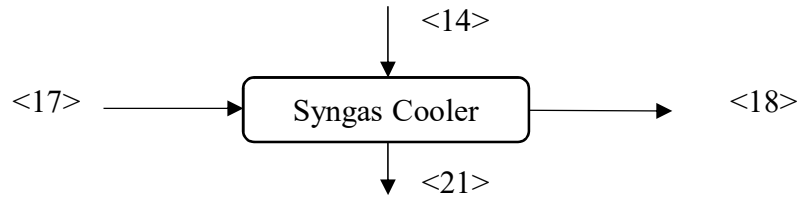
$$\text{mol Char} = 11 \text{ kgmol}$$

Tar	mol fraction	kgmol	kg
C	0,88823094	10,845	157,08
H	0,07623982	0,9309	0,9309
O	0,03552924	0,4338	6,9408
	1	12,21	164,95

# note Char  
 $\text{CH}_{1,03}\text{O}_{0,03}$



### A.5. Syngas Cooler (E-212)



Keterangan :

Aliran <14> = *Process Air* masuk.

Aliran <17> = *Syngas* masuk.

Aliran <20> = *Process Air* keluar.

Aliran <18> = *Syngas* keluar.

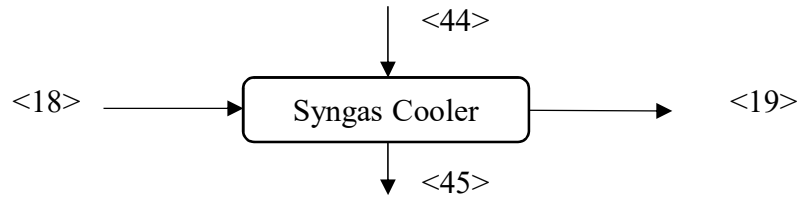
**Tabel A.8** Neraca Massa *Syngas Cooler* Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<17>		<14>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub>	0,4674	36263,4273	0,7670	178012,1344
H <sub>2</sub>	0,0306	2372,2505	0,0000	0,0000
O <sub>2</sub>	0,1292	10023,8198	0,2330	54076,6979
CO	0,3345	25954,9309	0,0000	0,0000
CO <sub>2</sub>	0,0297	2301,5751	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH <sub>4</sub>	0,0049	384,0816	0,0000	0,0000
Tar	0,0021	164,9520	0,0000	0,0000
Char	0,0017	128,3576	0,0000	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>77593,3948</b>	<b>1,0000</b>	<b>232088,8323</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>309682,2271</b>			

**Tabel A.9** Neraca Massa *Syngas Cooler* Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<18>		<21>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub>	0,4674	36263,4273	0,7670	178012,1344
H <sub>2</sub>	0,0306	2372,2505	0,0000	0,0000
O <sub>2</sub>	0,1292	10023,8198	0,2330	54076,6979
CO	0,3345	25954,9309	0,0000	0,0000
CO <sub>2</sub>	0,0297	2301,5751	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH <sub>4</sub>	0,0049	384,0816	0,0000	0,0000
Tar	0,0021	164,9520	0,0000	0,0000
Char	0,0017	128,3576	0,0000	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>77593,3948</b>	<b>1,0000</b>	<b>232088,8323</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>309682,2271</b>			

### A.6. Syngas Cooler (E-213)



Keterangan :

Aliran <44> = BFW masuk.

Aliran <18> = Syngas masuk.

Aliran <45> = BFW keluar.

Aliran <19> = Syngas keluar.

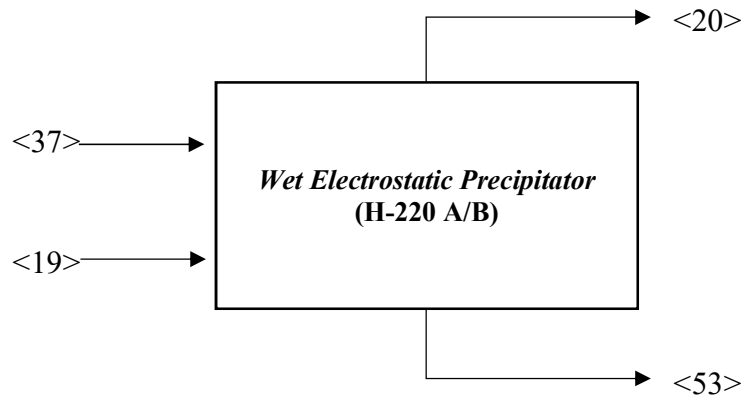
**Tabel A.10** Neraca Massa Syngas Cooler Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<18>		<44>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,4674	36263,4273
H <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0306	2372,2505
O <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,1292	10023,8198
CO	0,0000	0,0000	0,3345	25954,9309
CO <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0297	2301,5751
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	1,0000	269280,3892	0,0000	0,0000
CH <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	0,0049	384,0816
Tar	0,0000	0,0000	0,0021	164,9520
Char	0,0000	0,0000	0,0017	128,3576
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>269280,3892</b>	<b>1,0000</b>	<b>77593,3948</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>346873,7840</b>			

**Tabel A.11** Neraca Massa Syngas Cooler Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<19>		<45>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,4674	36263,4273
H <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0306	2372,2505
O <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,1292	10023,8198
CO	0,0000	0,0000	0,3345	25954,9309
CO <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0297	2301,5751
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	1,0000	269280,3892	0,0000	0,0000
CH <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	0,0049	384,0816
Tar	0,0000	0,0000	0,0021	164,9520
Char	0,0000	0,0000	0,0017	128,3576
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>269280,3892</b>	<b>1,0000</b>	<b>77593,3948</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>346873,7840</b>			

### A.7. Wet Electrostatic Precipitator (H-220 A/B)



Keterangan :

Aliran <37> = Water Process

Aliran <19> = *Syn gas yang mengandung tar*

Aliran <20> = *Syn gas keluar Electrostatic Precipitator*

Aliran <53> = *Demin Water yang mengandung tar keluar Electrostatic Precipitator*

Asumsi :

Efisiensi *Electrostatic Precipitator* = 100%

Air yang dibutuhkan untuk spray ESP = 100 L/jam

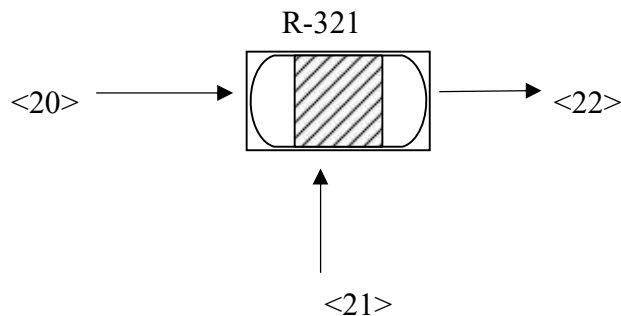
**Tabel A.12** Neraca Massa *Wet Electrostatic Precipitator* Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<37>		<19>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,00	0,000	0,00
N <sub>2</sub>	0,000	0,00	0,467	36263,43
H <sub>2</sub>	0,000	0,00	0,031	2372,25
O <sub>2</sub>	0,000	0,00	0,129	10023,82
CO	0,000	0,00	0,334	25954,93
CO <sub>2</sub>	0,000	0,00	0,030	2301,58
Ash	0,000	0,00	0,000	0,00
H <sub>2</sub> O	1,000	100,00	0,000	0,00
CH <sub>4</sub>	0,000	0,00	0,005	384,08
Tar	0,000	0,00	0,002	164,95
Char	0,000	0,00	0,002	128,36
<b>Total</b>	<b>1,000</b>	<b>100,00</b>	<b>1,000</b>	<b>77593,39</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>77693,39</b>			

Tabel A.13 Neraca Massa *Wet Electrostatic Precipitator* Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<20>		<53>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,000	0,000	0,00
N <sub>2</sub>	0,469	36263,43	0,000	0,00
H <sub>2</sub>	0,031	2372,25	0,000	0,00
O <sub>2</sub>	0,130	10023,82	0,000	0,00
CO	0,336	25954,93	0,000	0,00
CO <sub>2</sub>	0,030	2301,58	0,000	0,00
Ash	0,000	0,00	0,000	0,00
H <sub>2</sub> O	0,000	0,00	0,254	100,00
CH <sub>4</sub>	0,005	384,08	0,000	0,00
Tar	0,000	0,00	0,419	164,95
Char	0,000	0,00	0,326	128,36
<b>Total</b>	<b>1,00</b>	<b>77300,09</b>	<b>1,00</b>	<b>393,31</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>77693,39</b>			

#### A.8. Combustion Chamber (R-311)



Keterangan :

Aliran <20> = *Syn gas* masuk

Aliran <21> = Udara masuk

Aliran <22> = *flue gas* keluar

Konversi maks. : 90%

Stoikiometri :	H <sub>2</sub>	+	1/2 O <sub>2</sub>	<--->	H <sub>2</sub> O
mula :	#####		2003,141		kgmol
bereaksi :	#####		533,76		1067,51 kgmol
sisa :	#####		1469,385		1067,51 kgmol

Konversi maks. : 90%

Stoikiometri :	CO	+	1/2 O <sub>2</sub>	<--->	CO <sub>2</sub>
mula :	926,96		1469,385		kgmol
bereaksi :	834,27		417,13		834,27 kgmol
sisa :	92,696		1052,252		834,27 kgmol

Konversi maks. : 90%

Stoikiometri :	$\text{CH}_4$	+	$2 \text{O}_2$	<--->	$\text{CO}_2$	+	$2 \text{H}_2\text{O}$	
mula :	24,01		1052,252					kgmol
bereaksi :	21,60		43,21		21,60		43	kgmol
sisanya :	2,401		1009,043		21,60		43	kgmol

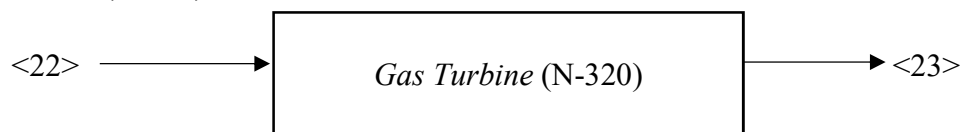
Excess O2 = 70%

	Mol	Massa
O2	1690,0	54078,951
N2	6357	178009,9
	#####	

**Tabel A.14** Neraca Massa *Combustion Chamber*

Komponen	Masuk				Keluar	
	<20>		<21>		<22>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,00	0,000	0,0	0,000	0,0
N <sub>2</sub>	0,469	36263,43	0,767	178012,1	0,693	214275,6
H <sub>2</sub>	0,031	2372,25	0,000	0,0	0,001	237,2
O <sub>2</sub>	0,130	10023,82	0,233	54076,7	0,104	32289,4
CO	0,336	25954,93	0,000	0,0	0,008	2595,5
CO <sub>2</sub>	0,030	2301,58	0,000	0,0	0,129	39959,9
Ash	0,000	0,00	0,000	0,0	0,000	0,0
H <sub>2</sub> O	0,000	0,00	0,000	0,0	0,065	19993,0
CH <sub>4</sub>	0,005	384,08	0,000	0,0	0,000	38,4
<b>Total</b>	<b>1,000</b>	<b>77300,09</b>	<b>1,000</b>	<b>232088,8</b>	<b>1,000</b>	<b>309388,9</b>
<b>Total aliran</b>	<b>309388,92</b>				<b>309388,92</b>	

**A.9. Gas Turbine (N-320)**



Keterangan :

Aliran <22> = *Syn gas* masuk

Aliran <23> = *Flue gas* keluar

**Tabel A.15** Neraca Massa *Gas Turbine*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<22>		<23>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,000	0,000	0,000
N <sub>2</sub>	0,693	214275,562	0,693	214275,562
H <sub>2</sub>	0,001	237,225	0,001	237,225
O <sub>2</sub>	0,104	32289,370	0,104	32289,370
CO	0,008	2595,493	0,008	2595,493
CO <sub>2</sub>	0,129	39959,865	0,129	39959,865
Ash	0,000	0,000	0,000	0,000
H <sub>2</sub> O	0,065	19992,995	0,065	19992,995
CH <sub>4</sub>	0,000	38,408	0,000	38,408
<b>Total</b>	<b>1,000</b>	<b>309388,918</b>	<b>1,000</b>	<b>309388,918</b>
<b>Total aliran</b>	<b>309388,918</b>		<b>309388,918</b>	

**A.10. HRSG (Heat Recovery Steam Generator) (E-330)**



Keterangan :

Aliran <23> = *hot flue gas* masuk HRSG

Aliran <47> = air demin masuk HRSG

Aliran <48> = *flue gas* keluar HRSG

Aliran <24> = *steam* keluar HRSG

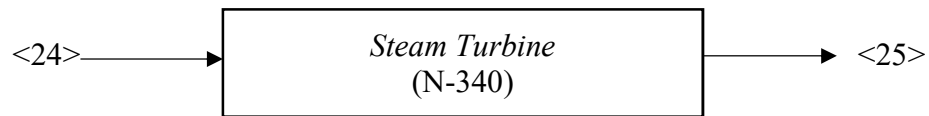
**Tabel A.16** Neraca Massa HRSG Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<47>		<23>	
	Fraksi	Fraksi	Fraksi	Fraksi
C	0,00	0,00	0,00	0,0000
N <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,69	214275,562
H <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	237,2251
O <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,10	32289,3700
CO	0,00	0,00	0,01	2595,4931
CO <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,13	39959,8650
Ash	0,00	0,00	0,00	0,0000
H <sub>2</sub> O	1,00	269280,39	0,06	19992,9946
CH <sub>4</sub>	0,00	0,00	0,00	38,4082
<b>Total</b>	<b>1,00</b>	<b>269280,39</b>	<b>1,00</b>	<b>309388,918</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>578669,3068</b>			

**Tabel A.17** Neraca Massa HRSG Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<24>		<48>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,00	0,00	0,0000
N <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,69	214275,562
H <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	237,2251
O <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,10	32289,3700
CO	0,00	0,00	0,01	2595,4931
CO <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,13	39959,8650
Ash	0,00	0,00	0,00	0,0000
H <sub>2</sub> O	1,00	269280,39	0,06	19992,9946
CH <sub>4</sub>	0,00	0,00	0,00	38,4082
<b>Total</b>	1,00	269280,39	1,00	309388,918
<b>Total Aliran</b>	<b>578669,3068</b>			

**A.11. Steam Turbine (N-340)**



Keterangan :

Aliran <24> = *Steam* masuk turbin

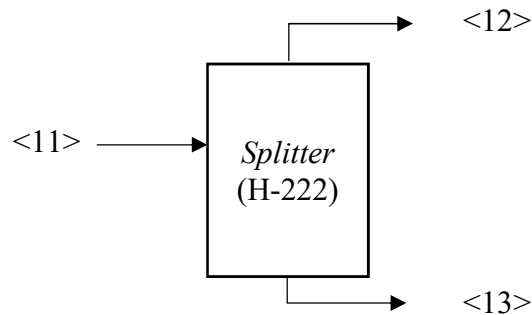
Aliran <25> = *Steam* sisa keluar turbin

**Tabel A.18** Neraca Massa Gas Turbine

Komponen	Masuk		Keluar	
	<24>		<25>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,000	0,000	0,000
N <sub>2</sub>	0,000	0,000	0,000	0,000
H <sub>2</sub>	0,000	0,000	0,000	0,000
O <sub>2</sub>	0,000	0,000	0,000	0,000
CO	0,000	0,000	0,000	0,000
CO <sub>2</sub>	0,000	0,000	0,000	0,000
Ash	0,000	0,000	0,000	0,000
H <sub>2</sub> O	1,000	269280,389	1,000	269280,389
CH <sub>4</sub>	0,000	0,000	0,000	0,000
<b>Total</b>	1,000	269280,389	1,000	269280,389
<b>Total aliran</b>	<b>269280,389</b>		<b>269280,389</b>	

### A.12. Splitter (H-222)

Membagi udara untuk kompressor menuju *gasifier* dan *combustion chamber*.



Keterangan :

Aliran <11> = Udara masuk

Aliran <13> = Udara untuk kompressor *combustion chamber*

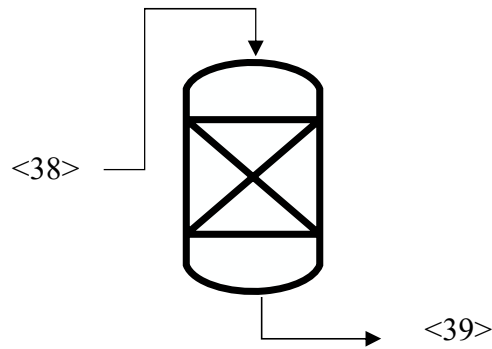
Aliran <14> = Udara untuk kompressor *gasifier*

**Tabel A.19** Neraca Massa *Splitter* Arus Masuk dan Keluar

Komponen	Masuk		Keluar			
	<11>		<12>		<13>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub>	0,7670	214108,2	0,7670	178012,1	0,7670	36096,0532
H <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O <sub>2</sub>	0,2330	65042,6	0,2330	54076,7	0,2330	10965,8896
CO <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Total</b>	1,0000	<b>279150,8</b>	1,0000	<b>232088,83</b>	1,0000	<b>47061,9428</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>279150,8</b>		<b>279150,8</b>			



**A.13. Tangki Reaktor *Carbon Filter* /Unit *Demin Water* (R-230)**



Keterangan :

Aliran <38> = Air Masuk tangki *Carbon Filter*

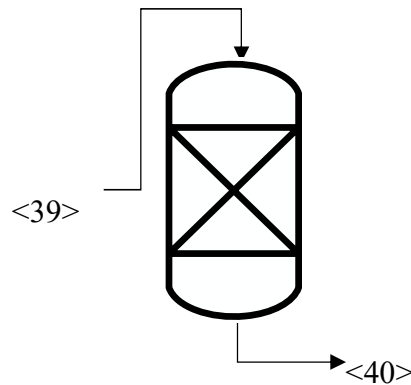
Aliran <39> = Air keluar *Carbon Filter* dan masuk *Cation Exchanger*

Total Suspended Solid sungai brantas = 14 mg/L sumber : Satmoko,2019

**Tabel A.20 Neraca Massa Reaktor *Carbon Filter* / Unit *Demin Water***

Komponen	Masuk		Keluar	
	<38>		<39>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,000	0,00	0,000
N <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
H <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
O <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
CO	0,00	0,000	0,00	0,000
CO <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
Ash	0,00	0,000	0,00	0,000
H <sub>2</sub> O	0,99	80784,117	0,99	80784,117
TSS	0,01	1130,978	0,00	0,000
CH <sub>4</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
<b>Total</b>	1,00	81915,094	0,99	81915,094
<b>Total aliran</b>	<b>81915,094</b>		<b>81915,094</b>	

**A.14. Tangki Reaktor *Cation Exchanger* / Unit *Demin Water* (R-240)**



Keterangan :

Aliran <39> = Air Masuk reaktor *Cation Exchanger*

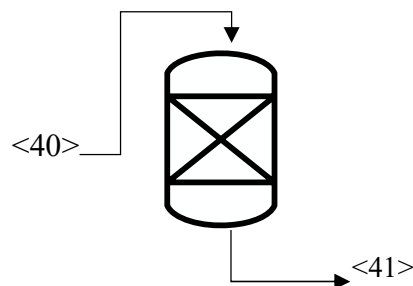
Aliran <40> = Air keluar *Cation Exchanger*

kesadahan  $\text{CaCO}_3$  = 30 mg/L sumber : Satmoko,2019

**Tabel A.21 Neraca Massa Reaktor *Cation Exchanger* / Unit *Demin Water***

Komponen	Masuk		Keluar	
	<39>		<40>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,000	0,00	0,000
N <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
H <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
O <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
CO	0,00	0,000	0,00	0,000
CO <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
Ash	0,00	0,000	0,00	0,000
H <sub>2</sub> O	0,97	80784,117	0,97	80784,117
CaCO <sub>3</sub>	0,03	2423,524	0,00	0,000
CH <sub>4</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
<b>Total</b>	1,00	83207,640	0,97	83207,640
<b>Total aliran</b>	<b>83207,640</b>		<b>83207,640</b>	

**A.15. Tangki Reaktor *Anion Exchanger* /Unit *Demin Water* (R-250)**



Keterangan :

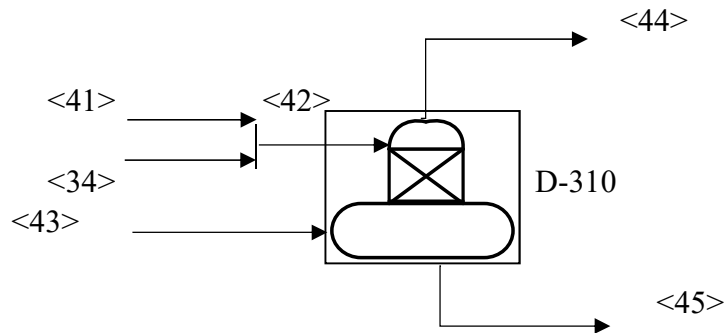
Aliran <40> = Air Masuk reaktor *AnionExchanger*

Aliran <41> = Air keluar *Anion Exchanger*

**Tabel A.22** Neraca Massa Reaktor *Anion Exchanger* / Unit *Demin Water*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<40>		<41>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,000	0,00	0,000
N <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
H <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
O <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
CO	0,00	0,000	0,00	0,000
CO <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
Ash	0,00	0,000	0,00	0,000
H <sub>2</sub> O	0,97	80784,117	0,97	80784,117
CO <sub>3</sub> <sup>2-</sup>	0,03	2423,524	0,00	0,000
CH <sub>4</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
<b>Total</b>	1,00	83207,640	0,97	83207,640
<b>Total aliran</b>	<b>83207,640</b>		<b>83207,640</b>	

**A.16. Deaerator (D-310)**



**Keterangan**

Aliran <41> = BFW dari anion kation exchanger

Aliran <34> = kondensat dari pabrik gula

Aliran <43> = Air *Boiler Feed Water* Masuk menuju Dearator

Aliran <44> = Vent steam keluar

Aliran <43> = Steam masuk Dearator

Aliran <45> = Air Umpan boiler keluar

**Table A.23 Neraca Massa Dearator Arus Masuk**

Komponen	Masuk					
	<41>		<34>		<43>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,00	0,00	0,0000	0,00	0,0000
N <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	0,000	0,00	0,000
H <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	0,0000	0,00	0,0000
O <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,10	18849,627	0,00	0,000
CO	0,00	0,00	0,00	0,0000	0,00	0,0000
CO <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	0,000	0,00	0,000
Ash	0,00	0,00	0,00	0,0000	0,00	0,0000
H <sub>2</sub> O	1,00	80784,12	0,90	169646,6452	1,00	37699,2545
CH <sub>4</sub>	0,00	0,00	0,00	0,0000	0,00	0,0000
<b>Total</b>	1,00	80784,12	1,00	188496,272	1,00	37699,254
<b>Total Aliran</b>	<b>306979,6437</b>					

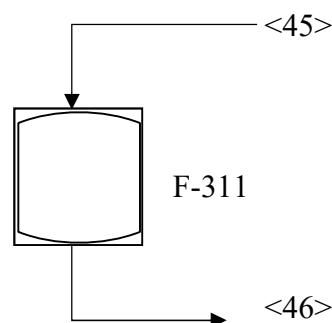
**Table A.24 Neraca Massa Dearator Arus keluar**

Komponen	keluar			
	<44>		<45>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0	0	0	0
N <sub>2</sub>	0	0	0	0
H <sub>2</sub>	0	0	0	0
O <sub>2</sub>	1	18850	0	0
CO	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>	0	0	0	0
Ash	0	0	0	0
H <sub>2</sub> O	1	18850	1	269280
CH <sub>4</sub>	0	0	0	0
<b>Total</b>	1	37699	1	269280
<b>Total Aliran</b>	<b>306980</b>			

**A.17. Tangki Deaerator (F-311)**

Aliran <45> = Air Boiler Feed Water Masuk

Aliran <46> = Air Boiler Feed Water Keluar

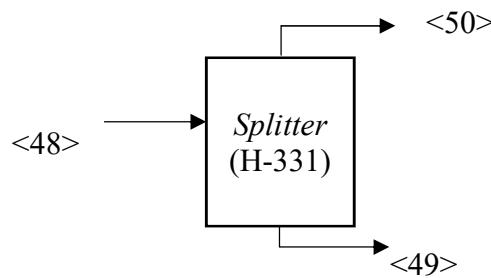


**Tabel A.25** Neraca Massa Deaerator

Komponen	Masuk		Keluar	
	<45>		<46>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,000	0,00	0,000
N <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
H <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
O <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
CO	0,00	0,000	0,00	0,000
CO <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
Ash	0,00	0,000	0,00	0,000
H <sub>2</sub> O	1,00	269280,389	1,00	269280,389
CH <sub>4</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
<b>Total</b>	1,00	269280,389	1,00	269280,389
<b>Total aliran</b>	<b>269280,389</b>		<b>269280,389</b>	

**A.18. Splitter (H-331)**

Membagi udara menuju *fluidized bed dryer* dan *flue gas* keluar.



Keterangan :

Aliran <48> = *flue gas* masuk

Aliran <49> = *flue gas* masuk ke *fluidized bed dryer*

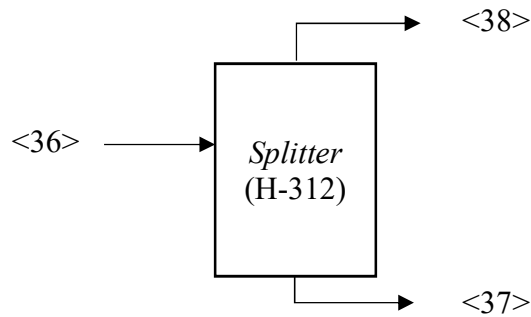
Aliran <50> = *flue gas* keluar

**Tabel A.26** Neraca Massa *Splitter* Arus Masuk dan Keluar

Komponen	Masuk		Keluar			
	<48>		<50>		<49>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)
C	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
N <sub>2</sub>	0,7	214275,6	0,7	69458,6	0,7	144817,0
H <sub>2</sub>	0,0	237,2	0,0	76,9	0,0	160,3
O <sub>2</sub>	0,1	32289,4	0,1	10466,8	0,1	21822,6
CO	0,0	2595,5	0,0	841,3	0,0	1754,1
CO <sub>2</sub>	0,1	39959,9	0,1	12953,2	0,1	27006,7
Ash	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
H <sub>2</sub> O	0,1	19993,0	0,1	6480,8	0,1	13512,2
CH <sub>4</sub>	0,0	38,4	0,0	12,5	0,0	26,0
<b>Total</b>	1,0	309388,9	1,0	100290,1	1,0	209098,8
<b>Total Aliran</b>	<b>309388,9</b>		<b>309388,9</b>			

### A.19. Splitter (H-312)

Membagi air menuju *wet electrostatic presipitator* dan HRSG.



Keterangan :

Aliran <36> = air masuk

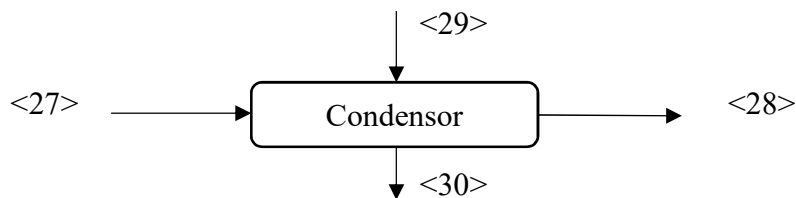
Aliran <37> = air masuk ke *wet electrostatic presipitator*

Aliran <38> = air masuk ke HRSG

**Tabel A.27** Neraca Massa *Splitter* Arus Masuk dan Keluar

Komponen	Masuk		Keluar			
	<36>		<38>		<37>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)
C	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
N <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
H <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
O <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
CO <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Ash	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
H <sub>2</sub> O	1,0	83207,6	1,0	393,3	1,0	82814,3
CH <sub>4</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
<b>Total</b>	1,0	83207,6	1,0	393,3	1,0	82814,3
<b>Total Aliran</b>	<b>83208</b>		<b>83208</b>			

### A.19. Condensor (E-343)



Keterangan :

Aliran <29> = Cooling water masuk.

Aliran <30> = Hot Water keluar.

Aliran <29> = *Steam* masuk.

Aliran <30> = Condensat keluar.

**Tabel A.27** Neraca Massa *Condensor* Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<27>		<29>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0	0,0	0,0	0,0
N <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0
H <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0
O <sub>2</sub>	0,1	18849,6	0,0	0,0
CO	0,0	0,0	0,0	0,0
CO <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0
Ash	0,0	0,0	0,0	0,0
H <sub>2</sub> O	0,9	169646,6	1,0	1603039,8
CH <sub>4</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0
Tar	0,0	0,0	0,0	0,0
Char	0,0	0,0	0,0	0,0
<b>Total</b>	1,0	188496,3	1,0	1603039,8
<b>Total Aliran</b>	<b>1791536,1</b>			

**Tabel A.28** Neraca Massa *Condensor* Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<28>		<30>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0	0,0	0,0	0,0
N <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0
H <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0
O <sub>2</sub>	0,1	18849,6	0,0	0,0
CO	0,0	0,0	0,0	0,0
CO <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0
Ash	0,0	0,0	0,0	0,0
H <sub>2</sub> O	0,9	169646,6	1,0	1603039,8
CH <sub>4</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0
Tar	0,0	0,0	0,0	0,0
Char	0,0	0,0	0,0	0,0
<b>Total</b>	1,0	188496,3	1,0	1603039,8
<b>Total Aliran</b>	<b>1791536,1</b>			

## APPENDIKS A NERACA MASSA *ON SEASON*

### Keterangan

Kapasitas Pabrik Gula	:	7200 ton/hari
Kapasitas ampas tebu	:	2160 ton/hari
Ampas tebu total yang diolah sebanyak 30% dari massa tebu ( 60% selama <i>on season</i> )	:	54000 kg/jam
	:	15,00 kg/s
Waktu operasi dalam 1 tahun	:	180 hari
Waktu operasi dalam 1 hari	:	24 jam
Basis perhitungan	:	1 jam
Asumsi	:	Tidak ada massa yang hilang
Satuan Massa	:	kg
maka : neraca massa total :		

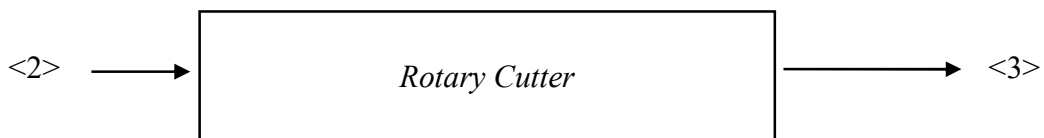
Akumulasi = in - out  
akumulasi = 0 (sistem *continue* )

### Komposisi

**Tabel A.1** Komposisi *Wet Bagasse*

Komponen	% Berat	Massa (kg)
C	0,2284	12332,4552
H <sub>2</sub>	0,0403	2176,3123
O <sub>2</sub>	0,2449	13225,3430
N <sub>2</sub>	0,0031	167,4410
Ash	0,0033	178,4484
H <sub>2</sub> O	0,4800	25920,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>54000,000</b>

### A.1. Rotary Cutter (C-120)



### Keterangan :

Aliran <2> = *Wet Bagasse* sebelum dihaluskan.

Aliran <3> = *Wet Bagasse* setelah dihaluskan.

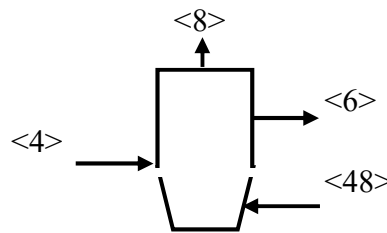


**Tabel A.2 Neraca Massa Rotary Cutter**

Komponen	Masuk		Keluar	
	<2>		<3>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,2284	12332,46	0,2284	12332,46
N <sub>2</sub>	0,0031	167,44	0,0031	167,44
H <sub>2</sub>	0,0403	2176,31	0,0403	2176,31
O <sub>2</sub>	0,2449	13225,34	0,2449	13225,34
CO	0,0000	0,00	0,0000	0,00
CO <sub>2</sub>	0,0000	0,00	0,0000	0,00
Ash	0,0033	178,45	0,0033	178,45
H <sub>2</sub> O	0,4800	25920,00	0,4800	25920,00
CH <sub>4</sub>	0,0000	0,00	0,0000	0,00
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>54000,000</b>	<b>1,0000</b>	<b>54000,000</b>

**A.2. Fluidized Bed Dryer (B-130)**

*Moisture content* Bagasse yang awalnya sebesar 50% berkurang menjadi 5% (wet basis)



Keterangan :

Aliran <4> = *Wet Bagasse* sebelum proses pengeringan.

Aliran <48> = *Flue gas* masuk.

Aliran <8> = *Flue gas* keluar.

Aliran <6> = *Dry Bagasse* setelah proses pengeringan.

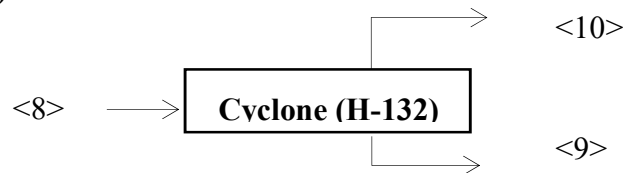
**Tabel A.3 Neraca Massa Fluidized bed Dryer Arus Masuk**

Komponen	Masuk			
	<4>		<48>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,2284	12332,46	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub>	0,0031	167,44	0,6926	214275,5617
H <sub>2</sub>	0,0403	2176,31	0,0008	237,2251
O <sub>2</sub>	0,2449	13225,34	0,1044	32289,3700
CO	0,0000	0,00	0,0084	2595,4931
CO <sub>2</sub>	0,0000	0,00	0,1292	39959,8650
Ash	0,0033	178,45	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,4800	25920,00	0,0646	19992,9946
CH <sub>4</sub>	0,0000	0,00	0,0001	38,4082
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>54000,00</b>	<b>1,0000</b>	<b>309388,9176</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>363388,9176</b>			

**Tabel A.4** Neraca Massa *Fluidized bed Dryer* Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<8>		<6>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0007	246,65	0,4014	12085,8061
N <sub>2</sub>	0,6429	214278,91	0,0054	164,0922
H <sub>2</sub>	0,0008	280,75	0,0708	2132,7861
O <sub>2</sub>	0,0977	32553,88	0,4304	12960,8362
CO	0,0078	2595,49	0,0000	0,0000
CO <sub>2</sub>	0,1199	39959,87	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	3,57	0,0058	174,8794
H <sub>2</sub> O	0,1300	43320,99	0,0861	2592,0000
CH <sub>4</sub>	0,0001	38,4082	0,0000	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>333278,52</b>	<b>1,0000</b>	<b>30110,4000</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>363388,9176</b>			

**A.3. Cyclone (H-132)**



Keterangan :

Aliran <8> = *Flue gas* masuk *Cyclone*

Aliran <10> = *Flue Gas* keluaran *Cyclone*.

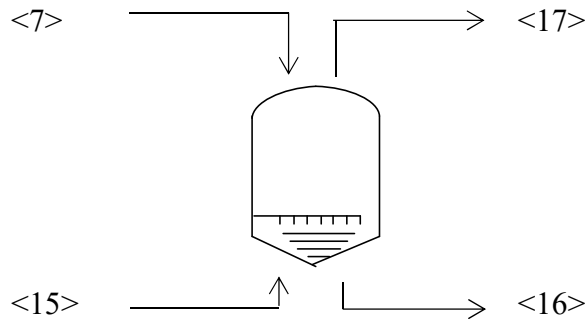
Aliran <9> = *Bagasse* keluaran *Cyclone*.

Asumsi *Bagasse* yang terikut udara pengering keluar *dryer* = 2%  
= 614,50 kg

**Tabel A.5** Neraca Massa *Cyclone* Arus Masuk dan Keluar

Komponen	Masuk		Keluar			
	<8>		<10>		<9>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0007	246,65	0,0000	4,93	0,4014	241,716122
N <sub>2</sub>	0,6429	214278,91	0,6441	214275,63	0,0054	3,28184438
H <sub>2</sub>	0,0008	280,75	0,0007	238,10	0,0708	42,6557215
O <sub>2</sub>	0,0977	32553,88	0,0971	32294,66	0,4304	259,216724
CO	0,0078	2595,49	0,0078	2595,49	0,0000	0
CO <sub>2</sub>	0,1199	39959,87	0,1201	39959,87	0,0000	0
Ash	0,0000	3,57	0,0000	0,07	0,0058	3,49758864
H <sub>2</sub> O	0,1300	43320,99	0,1301	43269,15	0,0861	51,84
CH <sub>4</sub>	0,0001	38,41	0,0001	38,41	0,0000	0
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>333278,52</b>	<b>1,0000</b>	<b>332676,31</b>	<b>1,0000</b>	<b>602,2080</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>333278,52</b>		<b>333278,5</b>			

#### A.4. Gasifier (R-120)



Keterangan :

Aliran <7> = Bagasse kering

Aliran <15> = Udara masuk.

Aliran <17> = *Syn gas* keluar.

Aliran <16> = *Ash* keluar.

Equivalent Ratio = 0.2 (Han,Jun,.2017)

Jenis-jenis reaksi yang terjadi pada Gasifier dibagi menjadi:

##### 1. Partial Oxidation



##### 2. Complete Oxidation



##### 3. Hydrogasification reaction



##### 4. Water Gas Shift Reaction



##### 5. Water Gas Reaction



##### 6. Boudouard Reaction



dikutip dari Handbook of Alternative Fuel Technology  
pada  $T = 1400 \text{ }^\circ\text{C}$   $\log_{10} K_p$

$$\text{Reaksi 1} = 8,79$$

$$\text{Reaksi 2} = 14,78$$

$$\text{Reaksi 3} = 2,36$$

$$\text{Reaksi 4} = 0,36$$

$$\text{Reaksi 5} = 2,44$$

$$\text{Reaksi 6} = 2,80$$

**Reaksi <1>**

Pada T = 1400 °C

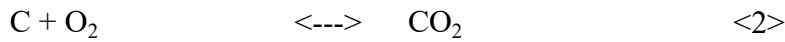
diperoleh

$$\log_{10}K = 8,79$$

$$K = 6E+08$$

*sumber : Handbook of Alternative Fuel Technology, pages 31*

$$X_{ae} = 1,000$$

**Reaksi <2>**

Pada T = 1400 °C

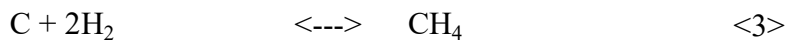
diperoleh

$$\log_{10}K = 14,78$$

$$K = 6,03E+14$$

*sumber : Handbook of Alternative Fuel Technology, pages 31*

$$X_{ae} = 1,000$$

**Reaksi <3>**

Pada T = 1400 °C

diperoleh

$$\log_{10}K = 2,36$$

$$K = 2,29E+02$$

*sumber : Handbook of Alternative Fuel Technology, pages 31*

$$X_{ae} = 0,9957$$

**Reaksi <4>**

Pada T = 1400 °C

diperoleh

$$\log_{10}K = 0,36$$

$$K = 2,29E+00$$

*sumber : Handbook of Alternative Fuel Technology, pages 31*

$$X_{ae} = 0,70$$

**Reaksi <5>**

Pada T = 1400 °C

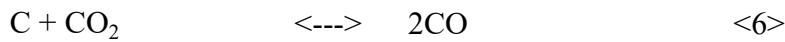
diperoleh

$$\log_{10}K = 2,44$$

$$K = 2,75E+02$$

*sumber : Handbook of Alternative Fuel Technology, pages 31*

$$X_{ae} = 1,00$$

**Reaksi <6>**

Pada T = 1400 °C

diperoleh

$$\log_{10}K = 2,80$$

$$K = 6,31E+02$$

sumber : Handbook of Alternative Fuel Technology, pages 31

$$X_{ae} = 1,00$$

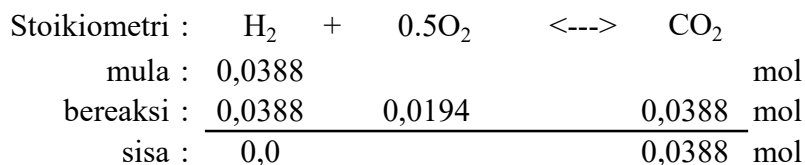
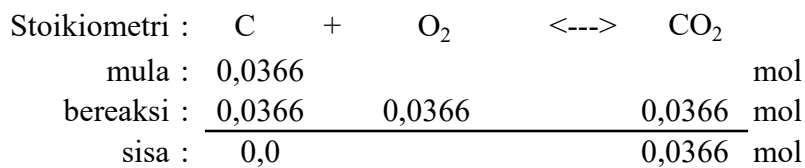
Dari Jurnal (Han,jun.2017) kebutuhan O2 dapat di hitung dari ER (equivalent Ratio)

$$ER = \frac{\text{weight Oxygen/dry biomass}}{\text{Stociometry Oxygen/bimass ratio}}$$

dimana pada jurnal (Han,jun,2017 ) ER = 0,2 CO dan H2 terbentuk maksimal

asumsi 1 g bagasse

komponen	fraksi	BM	Massa(gr)	mol
C	43,92%	12	0,43919	0,0366
H	7,75%	2	0,077504	0,03875
O	0,6%	32	0,005963	0,00019

**Reaksi Stociomerty**

**total O2 bereaksi =** 0,0558 mol

**stokiometri O2 =** 1,785242333 g

**weight dry biomass=** 30712,6080 kg

ER = 0,2

$$ER = \frac{\text{weight Oxygen/dry biomass}}{\text{Stociometry Oxygen/bimass ratio}}$$

**m Oxygen dibutuhkan=** 10966 kg

komponen	komposisi (%mol)	
CO	26,7%	71%
H <sub>2</sub>	23,4%	
CO <sub>2</sub>	9,8%	26%
CH <sub>4</sub>	0,9%	2%
N <sub>2</sub>	39,1%	100,0%

### Reaksi <1>

Asumsi : Konversi C : 1,000 (ditetapkan berdasarkan konversi maksimum)

jumlah mol C = 1003,5070

jumlah mol O<sub>2</sub> = 755,5938

Stoikiometri :	C	+ 0.5O <sub>2</sub>	<--->	CO	
mula :	358,0	755,5938			kgmol
bereaksi :	358,0	179,0159		358,0	kgmol
sisa :	0,0	576,5779		358,0	kgmol

### Reaksi <2>

Asumsi : Konversi C : 1,000 (ditetapkan berdasarkan konversi maksimum)

jumlah mol C = 1003,5070

jumlah mol O<sub>2</sub> = 576,5779

Stoikiometri :	C	+ O <sub>2</sub>	<--->	CO <sub>2</sub>	
mula :	263,3	576,5779			kgmol
bereaksi :	263,3	263,3		263,3	kgmol
sisa :	0,0	313,2		263,3	kgmol

### Reaksi <3>

Asumsi : Konversi H<sub>2</sub> 0,996 (ditetapkan berdasarkan konversi maksimum)

jumlah mol C = 1003,5070

jumlah mol H<sub>2</sub> = 1087,2555

Stoikiometri :	C	+ 2H <sub>2</sub>	<--->	CH <sub>4</sub>	
mula :	24,110	1087,3			kgmol
bereaksi :	24,005	48,0		24,01	kgmol
sisa :	0,105	1039,2		24,01	kgmol

Karena H<sub>2</sub>O jumlah sedikit maka pada reaksi 4 dan 5 H<sub>2</sub>O menjadi limiting reaktan sehingga untuk mencari rasio H<sub>2</sub>O yang bereaksi pada reaksi 4 dan 5 maka dibandingkan dengan K masing-masing reaksi

reaksi 4 = 2,29 0,0082  
 reaksi 5 = 275,42 0,9918  
 277,71 1

**Reaksi <4>**

jumlah mol CO = 358,0  
 jumlah mol H<sub>2</sub>C = 146,880

Stoikiometri :	CO	+	H <sub>2</sub> O	<--->	CO <sub>2</sub>	+	H <sub>2</sub>	
mula :	358,0		1,2					kgmol
bereaksi :	1,2		1,2		1,2		1,2	kgmol
sisa :	356,8		0,0		1,2		1,2	kgmol

**Reaksi <5>**

jumlah mol C = 358,2414  
 jumlah mol H<sub>2</sub>C = 146,880

Stoikiometri :	C	+	H <sub>2</sub> O	<--->	CO	+	H <sub>2</sub>	
mula :	#####		145,668					kgmol
bereaksi :	#####		145,668		145,668		#####	kgmol
sisa :	#####		0,0		145,668		#####	kgmol

**Reaksi <6>**

Asumsi : Konversi C : 0,998 (ditetapkan berdasarkan konversi maksimum)  
 jumlah mol C = 212,573  
 jumlah mol CO<sub>2</sub> = 264,55

Stoikiometri :	C	+	CO <sub>2</sub>	<--->	2CO	
mula :	212,6		264,5			kgmol
bereaksi :	212,2		212,2		424,47	kgmol
sisa :	0,3		52,3		424,47	kgmol

**Tabel A.6 Neraca Massa Gasifier Arus Masuk**

Komponen	Masuk			
	<7>		<15>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,4014	12327,5222	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub>	0,0054	167,3741	0,7670	36096,0532
H <sub>2</sub>	0,0708	2175,4418	0,0000	0,0000
O <sub>2</sub>	0,4304	13220,0529	0,2330	10965,8896
CO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ash	0,0058	178,3770	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0861	2643,8400	0,0000	0,0000
CH <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Tar	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Char	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>30712,6080</b>	<b>1,0000</b>	<b>47061,9428</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>77774,551</b>			

**Tabel A.7 Neraca Massa Gasifier Arus Keluar**

Komponen	Keluar			
	<17>		<16>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,0	0,0221	4,0365
N <sub>2</sub>	0,4674	36263,4	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub>	0,0306	2372,3	0,0000	0,0000
O <sub>2</sub>	0,1292	10023,8	0,0000	0,0000
CO	0,3345	25954,9	0,0000	0,0000
CO <sub>2</sub>	0,0297	2301,6	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0	0,9779	178,3770
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0	0,0000	0,0000
CH <sub>4</sub>	0,0049	384,1	0,0000	0,0000
Tar	0,0021	165,0	0,0000	0,0000
Char	0,0017	128,4	0,0000	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>77593,4</b>	<b>1,0000</b>	<b>182,4135</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>77775,808</b>			

-1,257



Tar dan Char yang terbentuk  
 Berdasarkan (Jaevar,dkk 2004)

$$x_{tar} = 0,006 \text{ kg Tar/ kg bagasse}$$

$$x_{char} = 0,005 \text{ kg Char/ kg bagasse}$$

$$\text{Tar} = 165 \text{ kg Tar}$$

$$\text{Char} = 128,4 \text{ kg Char}$$

$$\text{BM Tar} = 13,51 \text{ kg/kgmol}$$

$$\text{BM Char} = 12 \text{ kg/kgmol}$$

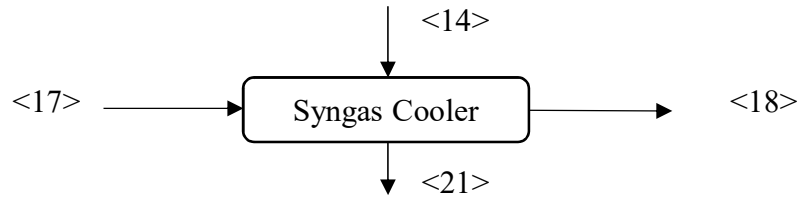
$$\text{mol Tar} = 12 \text{ kgmol}$$

$$\text{mol Char} = 11 \text{ kgmol}$$

Tar	mol fraction	kgmol	kg
C	0,88823094	10,845	157,08
H	0,07623982	0,9309	0,9309
O	0,03552924	0,4338	6,9408
	1	12,21	164,95

# note Char  
 $\text{CH}_{1,03}\text{O}_{0,03}$

### A.5. Syngas Cooler (E-212)



Keterangan :

Aliran <14> = *Process Air* masuk.

Aliran <17> = *Syngas* masuk.

Aliran <20> = *Process Air* keluar.

Aliran <18> = *Syngas* keluar.

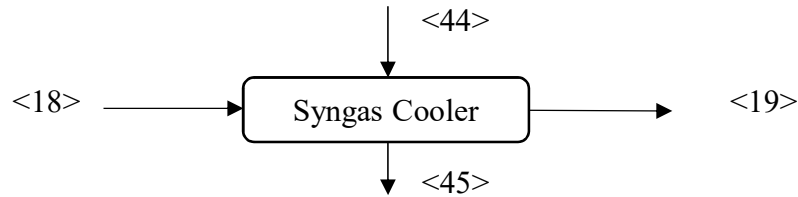
**Tabel A.8** Neraca Massa *Syngas Cooler* Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<17>		<14>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub>	0,4674	36263,4273	0,7670	178012,1344
H <sub>2</sub>	0,0306	2372,2505	0,0000	0,0000
O <sub>2</sub>	0,1292	10023,8198	0,2330	54076,6979
CO	0,3345	25954,9309	0,0000	0,0000
CO <sub>2</sub>	0,0297	2301,5751	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH <sub>4</sub>	0,0049	384,0816	0,0000	0,0000
Tar	0,0021	164,9520	0,0000	0,0000
Char	0,0017	128,3576	0,0000	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>77593,3948</b>	<b>1,0000</b>	<b>232088,8323</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>309682,2271</b>			

**Tabel A.9** Neraca Massa *Syngas Cooler* Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<18>		<21>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub>	0,4674	36263,4273	0,7670	178012,1344
H <sub>2</sub>	0,0306	2372,2505	0,0000	0,0000
O <sub>2</sub>	0,1292	10023,8198	0,2330	54076,6979
CO	0,3345	25954,9309	0,0000	0,0000
CO <sub>2</sub>	0,0297	2301,5751	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH <sub>4</sub>	0,0049	384,0816	0,0000	0,0000
Tar	0,0021	164,9520	0,0000	0,0000
Char	0,0017	128,3576	0,0000	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>77593,3948</b>	<b>1,0000</b>	<b>232088,8323</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>309682,2271</b>			

### A.6. Syngas Cooler (E-213)



Keterangan :

Aliran <44> = BFW masuk.

Aliran <18> = Syngas masuk.

Aliran <45> = BFW keluar.

Aliran <19> = Syngas keluar.

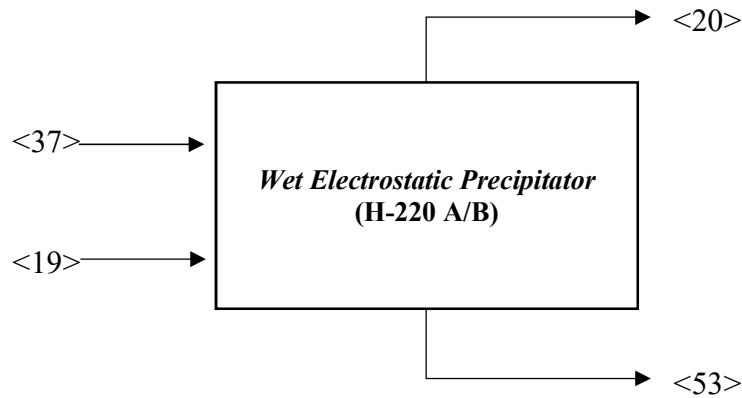
**Tabel A.10** Neraca Massa Syngas Cooler Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<18>		<44>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,4674	36263,4273
H <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0306	2372,2505
O <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,1292	10023,8198
CO	0,0000	0,0000	0,3345	25954,9309
CO <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0297	2301,5751
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	1,0000	269280,3892	0,0000	0,0000
CH <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	0,0049	384,0816
Tar	0,0000	0,0000	0,0021	164,9520
Char	0,0000	0,0000	0,0017	128,3576
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>269280,3892</b>	<b>1,0000</b>	<b>77593,3948</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>346873,7840</b>			

**Tabel A.11** Neraca Massa Syngas Cooler Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<19>		<45>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,4674	36263,4273
H <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0306	2372,2505
O <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,1292	10023,8198
CO	0,0000	0,0000	0,3345	25954,9309
CO <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0297	2301,5751
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	1,0000	269280,3892	0,0000	0,0000
CH <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	0,0049	384,0816
Tar	0,0000	0,0000	0,0021	164,9520
Char	0,0000	0,0000	0,0017	128,3576
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>269280,3892</b>	<b>1,0000</b>	<b>77593,3948</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>346873,7840</b>			

### A.7. Wet Electrostatic Precipitator (H-220 A/B)



Keterangan :

Aliran <37> = Water Process

Aliran <19> = *Syn gas yang mengandung tar*

Aliran <20> = *Syn gas keluar Electrostatic Precipitator*

Aliran <53> = *Demin Water yang mengandung tar keluar Electrostatic Precipitator*

Asumsi :

Efisiensi *Electrostatic Precipitator* = 100%

Air yang dibutuhkan untuk spray ESP = 100 L/jam

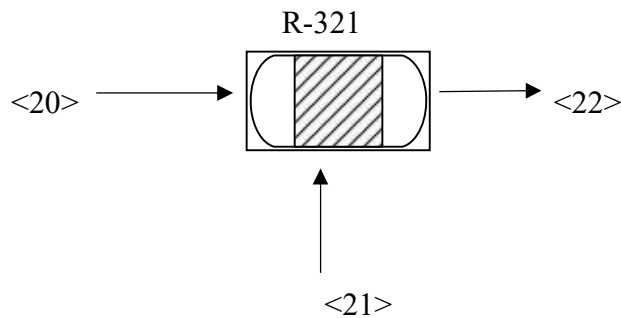
**Tabel A.12** Neraca Massa *Wet Electrostatic Precipitator* Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<37>		<19>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,00	0,000	0,00
N <sub>2</sub>	0,000	0,00	0,467	36263,43
H <sub>2</sub>	0,000	0,00	0,031	2372,25
O <sub>2</sub>	0,000	0,00	0,129	10023,82
CO	0,000	0,00	0,334	25954,93
CO <sub>2</sub>	0,000	0,00	0,030	2301,58
Ash	0,000	0,00	0,000	0,00
H <sub>2</sub> O	1,000	100,00	0,000	0,00
CH <sub>4</sub>	0,000	0,00	0,005	384,08
Tar	0,000	0,00	0,002	164,95
Char	0,000	0,00	0,002	128,36
<b>Total</b>	<b>1,000</b>	<b>100,00</b>	<b>1,000</b>	<b>77593,39</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>77693,39</b>			

Tabel A.13 Neraca Massa *Wet Electrostatic Precipitator* Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<20>		<53>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,000	0,000	0,00
N <sub>2</sub>	0,469	36263,43	0,000	0,00
H <sub>2</sub>	0,031	2372,25	0,000	0,00
O <sub>2</sub>	0,130	10023,82	0,000	0,00
CO	0,336	25954,93	0,000	0,00
CO <sub>2</sub>	0,030	2301,58	0,000	0,00
Ash	0,000	0,00	0,000	0,00
H <sub>2</sub> O	0,000	0,00	0,254	100,00
CH <sub>4</sub>	0,005	384,08	0,000	0,00
Tar	0,000	0,00	0,419	164,95
Char	0,000	0,00	0,326	128,36
<b>Total</b>	<b>1,00</b>	<b>77300,09</b>	<b>1,00</b>	<b>393,31</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>77693,39</b>			

#### A.8. Combustion Chamber (R-311)



Keterangan :

Aliran <20> = *Syn gas* masuk

Aliran <21> = Udara masuk

Aliran <22> = *flue gas* keluar

Konversi maks. : 90%

Stoikiometri :	H <sub>2</sub>	+	1/2 O <sub>2</sub>	<--->	H <sub>2</sub> O
mula :	#####		2003,141		kgmol
bereaksi :	#####		533,76		1067,51 kgmol
sisa :	#####		1469,385		1067,51 kgmol

Konversi maks. : 90%

Stoikiometri :	CO	+	1/2 O <sub>2</sub>	<--->	CO <sub>2</sub>
mula :	926,96		1469,385		kgmol
bereaksi :	834,27		417,13		834,27 kgmol
sisa :	92,696		1052,252		834,27 kgmol

Konversi maks. : 90%

Stoikiometri :	$\text{CH}_4$	+	$2 \text{O}_2$	<--->	$\text{CO}_2$	+	$2 \text{H}_2\text{O}$	
mula :	24,01		1052,252					kgmol
bereaksi :	21,60		43,21		21,60		43	kgmol
sisa :	2,401		1009,043		21,60		43	kgmol

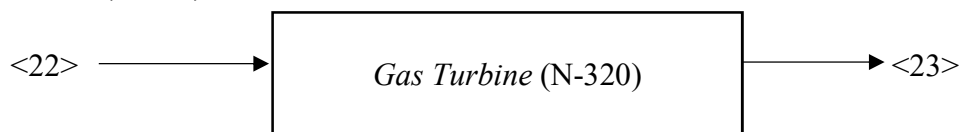
Excess O2 = 70%

	Mol	Massa
O2	1690,0	54078,951
N2	6357	178009,9
	#####	

**Tabel A.14** Neraca Massa *Combustion Chamber*

Komponen	Masuk				Keluar	
	<20>		<21>		<22>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,00	0,000	0,0	0,000	0,0
N <sub>2</sub>	0,469	36263,43	0,767	178012,1	0,693	214275,6
H <sub>2</sub>	0,031	2372,25	0,000	0,0	0,001	237,2
O <sub>2</sub>	0,130	10023,82	0,233	54076,7	0,104	32289,4
CO	0,336	25954,93	0,000	0,0	0,008	2595,5
CO <sub>2</sub>	0,030	2301,58	0,000	0,0	0,129	39959,9
Ash	0,000	0,00	0,000	0,0	0,000	0,0
H <sub>2</sub> O	0,000	0,00	0,000	0,0	0,065	19993,0
CH <sub>4</sub>	0,005	384,08	0,000	0,0	0,000	38,4
<b>Total</b>	<b>1,000</b>	<b>77300,09</b>	<b>1,000</b>	<b>232088,8</b>	<b>1,000</b>	<b>309388,9</b>
<b>Total aliran</b>	<b>309388,92</b>				<b>309388,92</b>	

**A.9. Gas Turbine (N-320)**



Keterangan :

Aliran <22> = *Syn gas* masuk

Aliran <23> = *Flue gas* keluar

**Tabel A.15** Neraca Massa *Gas Turbine*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<22>		<23>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,000	0,000	0,000
N <sub>2</sub>	0,693	214275,562	0,693	214275,562
H <sub>2</sub>	0,001	237,225	0,001	237,225
O <sub>2</sub>	0,104	32289,370	0,104	32289,370
CO	0,008	2595,493	0,008	2595,493
CO <sub>2</sub>	0,129	39959,865	0,129	39959,865
Ash	0,000	0,000	0,000	0,000
H <sub>2</sub> O	0,065	19992,995	0,065	19992,995
CH <sub>4</sub>	0,000	38,408	0,000	38,408
<b>Total</b>	<b>1,000</b>	<b>309388,918</b>	<b>1,000</b>	<b>309388,918</b>
<b>Total aliran</b>	<b>309388,918</b>		<b>309388,918</b>	

**A.10. HRSG (Heat Recovery Steam Generator) (E-330)**



Keterangan :

Aliran <23> = *hot flue gas* masuk HRSG

Aliran <47> = air demin masuk HRSG

Aliran <48> = *flue gas* keluar HRSG

Aliran <24> = *steam* keluar HRSG

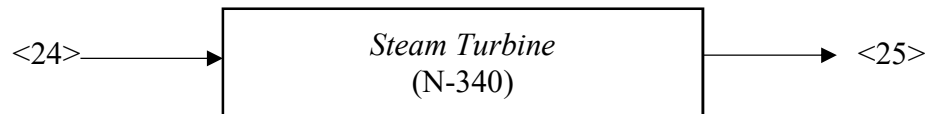
**Tabel A.16** Neraca Massa HRSG Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<47>		<23>	
	Fraksi		Fraksi	
C	0,00	0,00	0,00	0,0000
N <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,69	214275,562
H <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	237,2251
O <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,10	32289,3700
CO	0,00	0,00	0,01	2595,4931
CO <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,13	39959,8650
Ash	0,00	0,00	0,00	0,0000
H <sub>2</sub> O	1,00	269280,39	0,06	19992,9946
CH <sub>4</sub>	0,00	0,00	0,00	38,4082
<b>Total</b>	<b>1,00</b>	<b>269280,39</b>	<b>1,00</b>	<b>309388,918</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>578669,3068</b>			

**Tabel A.17 Neraca Massa HRSG Arus Keluar**

Komponen	Keluar			
	<24>		<48>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,00	0,00	0,0000
N <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,69	214275,562
H <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	237,2251
O <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,10	32289,3700
CO	0,00	0,00	0,01	2595,4931
CO <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,13	39959,8650
Ash	0,00	0,00	0,00	0,0000
H <sub>2</sub> O	1,00	269280,39	0,06	19992,9946
CH <sub>4</sub>	0,00	0,00	0,00	38,4082
<b>Total</b>	1,00	269280,39	1,00	309388,918
<b>Total Aliran</b>	<b>578669,3068</b>			

**A.11. Steam Turbine (N-340)**



Keterangan :

Aliran <24> = *Steam* masuk turbin

Aliran <25> = *Steam* sisa keluar turbin

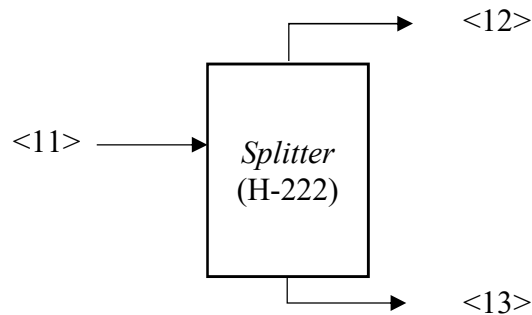
**Tabel A.18 Neraca Massa Gas Turbine**

Komponen	Masuk		Keluar	
	<24>		<25>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,000	0,000	0,000
N <sub>2</sub>	0,000	0,000	0,000	0,000
H <sub>2</sub>	0,000	0,000	0,000	0,000
O <sub>2</sub>	0,000	0,000	0,000	0,000
CO	0,000	0,000	0,000	0,000
CO <sub>2</sub>	0,000	0,000	0,000	0,000
Ash	0,000	0,000	0,000	0,000
H <sub>2</sub> O	1,000	269280,389	1,000	269280,389
CH <sub>4</sub>	0,000	0,000	0,000	0,000
<b>Total</b>	1,000	269280,389	1,000	269280,389
<b>Total aliran</b>	<b>269280,389</b>		<b>269280,389</b>	



### A.12. Splitter (H-222)

Membagi udara untuk kompressor menuju *gasifier* dan *combustion chamber*.



Keterangan :

Aliran <11> = Udara masuk

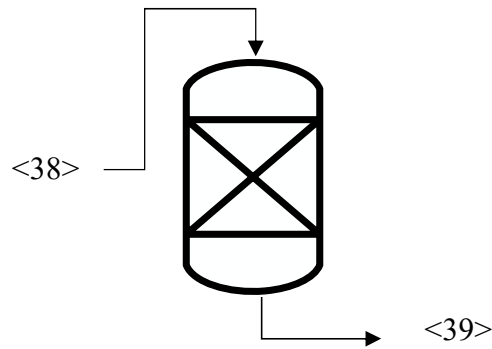
Aliran <13> = Udara untuk kompressor *combustion chamber*

Aliran <14> = Udara untuk kompressor *gasifier*

**Tabel A.19** Neraca Massa *Splitter* Arus Masuk dan Keluar

Komponen	Masuk		Keluar			
	<11>		<12>		<13>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub>	0,7670	214108,2	0,7670	178012,1	0,7670	36096,0532
H <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O <sub>2</sub>	0,2330	65042,6	0,2330	54076,7	0,2330	10965,8896
CO <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Total</b>	1,0000	<b>279150,8</b>	1,0000	<b>232088,83</b>	1,0000	<b>47061,9428</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>279150,8</b>		<b>279150,8</b>			

**A.13. Tangki Reaktor *Carbon Filter* /Unit *Demin Water* (R-230)**



Keterangan :

Aliran <38> = Air Masuk tangki *Carbon Filter*

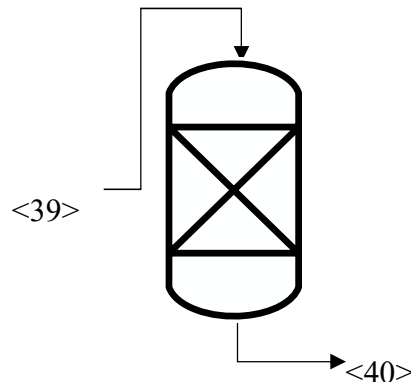
Aliran <39> = Air keluar *Carbon Filter* dan masuk *Cation Exchanger*

Total Suspended Solid sungai brantas = 14 mg/L sumber : Satmoko,2019

**Tabel A.20 Neraca Massa Reaktor *Carbon Filter* / Unit *Demin Water***

Komponen	Masuk		Keluar	
	<38>		<39>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,000	0,00	0,000
N <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
H <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
O <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
CO	0,00	0,000	0,00	0,000
CO <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
Ash	0,00	0,000	0,00	0,000
H <sub>2</sub> O	0,99	80784,117	1,00	80784,117
TSS	0,01	1130,978	0,00	0,000
CH <sub>4</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
<b>Total</b>	1,00	81915,094	1,00	80784,117
<b>Total aliran</b>	<b>81915,094</b>		<b>80784,117</b>	

**A.14. Tangki Reaktor *Cation Exchanger* / Unit *Demin Water* (R-240)**



Keterangan :

Aliran <39> = Air Masuk reaktor *Cation Exchanger*

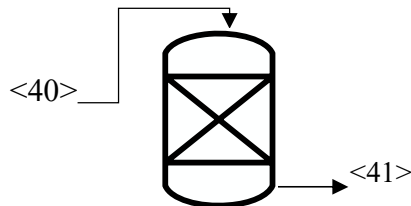
Aliran <40> = Air keluar *Cation Exchanger*

kesadahan CaCO<sub>3</sub> = 30 mg/L sumber : Satmoko,2019

**Tabel A.21** Neraca Massa Reaktor *Cation Exchanger* / Unit *Demin Water*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<39>		<40>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,000	0,00	0,000
N <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
H <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
O <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
CO	0,00	0,000	0,00	0,000
CO <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
Ash	0,00	0,000	0,00	0,000
H <sub>2</sub> O	0,97	80784,117	1,00	80784,117
CaCO <sub>3</sub>	0,03	2423,524	0,00	0,000
CH <sub>4</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
<b>Total</b>	1,00	83207,640	1,00	80784,117
<b>Total aliran</b>	<b>83207,640</b>		<b>80784,117</b>	

**A.15. Tangki Reaktor *Anion Exchanger* / Unit *Demin Water* (R-250)**



Keterangan :

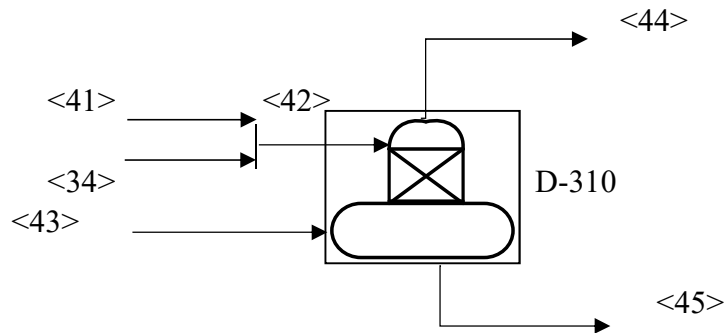
Aliran <40> = Air Masuk reaktor *AnionExchanger*

Aliran <41> = Air keluar *Anion Exchanger*

**Tabel A.22** Neraca Massa Reaktor *Anion Exchanger* / Unit *Demin Water*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<40>		<41>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,000	0,00	0,000
N <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
H <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
O <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
CO	0,00	0,000	0,00	0,000
CO <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
Ash	0,00	0,000	0,00	0,000
H <sub>2</sub> O	0,97	80784,117	1,00	80784,117
CO <sub>3</sub> <sup>2-</sup>	0,03	2423,524	0,00	0,000
CH <sub>4</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
<b>Total</b>	1,00	83207,640	1,00	80784,117
<b>Total aliran</b>	<b>83207,640</b>		<b>80784,117</b>	

### A.16. Deaerator (D-310)



#### Keterangan

Aliran <41> = BFW dari anion kation exchanger

Aliran <34> = kondensat dari pabrik gula

Aliran <43> = Air Boiler Feed Water Masuk menuju Dearator

Aliran <44> = Vent steam keluar

Aliran <43> = Steam masuk Dearator

Aliran <45> = Air Umpan boiler keluar

**Table A.23** Neraca Massa Dearator Arus Masuk

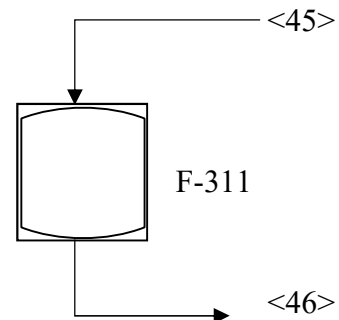
Komponen	Masuk					
	<41>		<34>		<43>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,00	0,00	0,0000	0,00	0,0000
N <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	0,000	0,00	0,000
H <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	0,0000	0,00	0,0000
O <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,10	18849,627	0,00	0,000
CO	0,00	0,00	0,00	0,0000	0,00	0,0000
CO <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	0,000	0,00	0,000
Ash	0,00	0,00	0,00	0,0000	0,00	0,0000
H <sub>2</sub> O	1,00	80784,12	0,90	169646,6452	1,00	37699,2545
CH <sub>4</sub>	0,00	0,00	0,00	0,0000	0,00	0,0000
<b>Total</b>	1,00	80784,12	1,00	188496,272	1,00	37699,254
<b>Total Aliran</b>	<b>306979,6437</b>					

**Table A.24** Neraca Massa Dearator Arus keluar

Komponen	keluar			
	<44>		<45>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0	0	0	0
N <sub>2</sub>	0	0	0	0
H <sub>2</sub>	0	0	0	0
O <sub>2</sub>	1	18850	0	0
CO	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>	0	0	0	0
Ash	0	0	0	0
H <sub>2</sub> O	1	18850	1	269280
CH <sub>4</sub>	0	0	0	0
<b>Total</b>	1	37699	1	269280
<b>Total Aliran</b>	<b>306980</b>			

**A.17. Tangki Deaerator (F-311)**

Aliran <45> = Air Boiler Feed Water Masuk  
 Aliran <46> = Air Boiler Feed Water Keluar

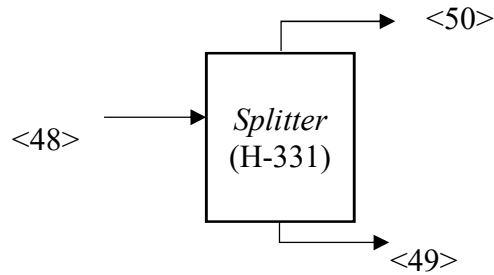


**Tabel A.25** Neraca Massa Dearator

Komponen	Masuk		Keluar	
	<45>		<46>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,000	0,00	0,000
N <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
H <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
O <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
CO	0,00	0,000	0,00	0,000
CO <sub>2</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
Ash	0,00	0,000	0,00	0,000
H <sub>2</sub> O	1,00	269280,389	1,00	269280,389
CH <sub>4</sub>	0,00	0,000	0,00	0,000
<b>Total</b>	1,00	269280,389	1,00	269280,389
<b>Total aliran</b>	<b>269280,389</b>		<b>269280,389</b>	

### A.18. Splitter (H-331)

Membagi udara menuju *fluidized bed dryer* dan *flue gas* keluar.



Keterangan :

Aliran <48> = *flue gas* masuk

Aliran <49> = *flue gas* masuk ke *fluidized bed dryer*

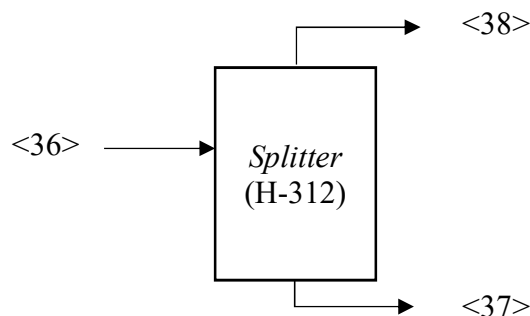
Aliran <50> = *flue gas* keluar

**Tabel A.26** Neraca Massa *Splitter* Arus Masuk dan Keluar

Komponen	Masuk		Keluar			
	<48>		<50>		<49>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)
C	0,0000	0,0	0,0000	0,0	0,0000	0,0
N <sub>2</sub>	0,6926	214275,6	0,6926	69458,6	0,6926	144817,0
H <sub>2</sub>	0,0008	237,2	0,0008	76,9	0,0008	160,3
O <sub>2</sub>	0,1044	32289,4	0,1044	10466,8	0,1044	21822,6
CO	0,0084	2595,5	0,0084	841,3	0,0084	1754,1
CO <sub>2</sub>	0,1292	39959,9	0,1292	12953,2	0,1292	27006,7
Ash	0,0000	0,0	0,0000	0,0	0,0000	0,0
H <sub>2</sub> O	0,0646	19993,0	0,0646	6480,8	0,0646	13512,2
CH <sub>4</sub>	0,0001	38,4	0,0001	12,5	0,0001	26,0
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>309388,9</b>	<b>1,0000</b>	<b>100290,1</b>	<b>1,0000</b>	<b>209098,8</b>
<b>Total Aliran</b>	<b>309388,9</b>		<b>309388,9</b>			

### A.19. Splitter (H-312)

Membagi air menuju *wet electrostatic presipitator* dan HRSG.



Keterangan :

Aliran <36> = air masuk

Aliran <37> = air masuk ke *wet electrostatic presipitator*

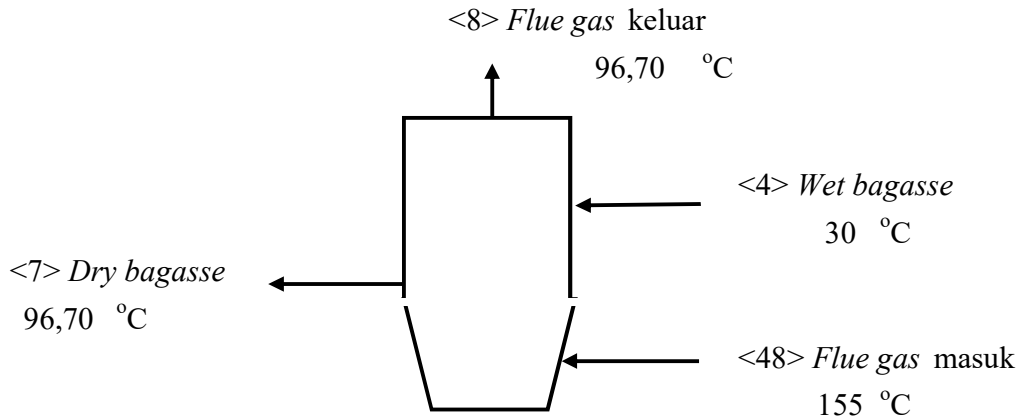
Aliran <38> = air masuk ke HRSG

**Tabel A.27 Neraca Massa *Splitter* Arus Masuk dan Keluar**

Komponen	Masuk		Keluar			
	<36>		<38>		<37>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)
C	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
N <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
H <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
O <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
CO <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Ash	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
H <sub>2</sub> O	1,0	80784,1	1,0	393,3	1,0	80390,8
CH <sub>4</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
<b>Total</b>	1,0	80784,1	1,0	393,3	1,0	80390,8
<b>Total Aliran</b>	<b>80784</b>		<b>80784</b>			

**APPENDIKS B**  
**NERACA ENERGI**  
**OFF SEASON**

**B.1. Fluidized Bed Dryer (B-130)**



Suhu *flue gas* masuk = 155 °C

Menghitung *Wet bulb temperature* ( $T_w$ ):

Saat nilai RH = 70 % (untuk daerah Gempolkrep)  
 Udara pada  $T_d$  = 155 °C dan *Humidity* (H) = 1,240 kg H<sub>2</sub>O/ kg dry air  
 $T_w$  = 80 °C ("Humidity Chart")  
 H<sub>w</sub> = 0,047 ("Humidity Chart")

Keterangan :

$X_{in}$  = Kandungan *moisture* baggase masuk (kg H<sub>2</sub>O/kg dry baggase)  
 $X_{out}$  = Kandungan *moisture* baggase keluar (kg H<sub>2</sub>O/kg dry baggase)  
 $H_{in}$  = *Humidity* udara masuk *dryer*

Moisture Content : 5%

$X_{in} = (0.48 / (1 - 0.48)) = 1$  kg H<sub>2</sub>O/ kg dry baggase

$X_{out} = (0.05 / (1 - 0.05)) = 0,05$  kg H<sub>2</sub>O/ kg dry baggase

$H_{in} = 0,0691$  kg H<sub>2</sub>O/ kg *flue gas*

Laju alir dry baggase (F) = 28080 kg dry baggase/hr

Air yang terbawa *flue gas* = 23328,00 kg H<sub>2</sub>O/hr

Menghitung Laju Alir *Flue Gas* (G)

Kecepatan fluidisasi optimum untuk ukuran partikel rata-rata ±2.2 mm adalah 1.8 m/s.

(Polaco, 2013)

NTU = 1.5 to 2

(Mc Cabe, 4ed hal 743)

$NTU = \ln \frac{T_G - T_w}{T_G - T_w}$

(Mc Cabe, 4ed hal 794)



$$1,5 = \ln \frac{155 - 80}{T_{G2} - 80}$$

$$T_{G2} = 96,70 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Menghitung Humidity *Flue Gas* Keluar

$$F \times (X_{in} - X_{out}) = G \times (H_{out} - H_{in})$$

$$H_{out} = \frac{F}{G} (X_{in} - X_{out}) + H_{in}$$

$$H_{out} = \frac{28080,00}{100290} \times 0,95 + 0,069$$

$$H_{out} = 0,3343 \text{ kg H}_2\text{O/ kg flue gas}$$

Persamaan Neraca panas pada *fluidized bed dryer*

$$F \hat{H}_{sin} + G \hat{H}_{gin} + Q_h = F \hat{H}_{sout} + G \hat{H}_{gout} + Q_v \text{ (Arun, hal 192)}$$

$$\hat{H}_{sin} = (C_{ps} + X_{in} C_1) \times T_{sin}$$

$$\hat{H}_{sout} = (C_{ps} + X_{out} C_1) \times T_{sout}$$

$$\hat{H}_{gin} = (C_{pg} + H_{in} C_1) T_{gin} + Y_{in} \lambda$$

$$\hat{H}_{gout} = (C_{pg} + H_{out} C_1) T_{gout} + Y_{out} \lambda$$

Keterangan :

$$\hat{H}_{gin} = \text{Enthalpi flue gas masuk (kJ / kg flue gas)}$$

$$\hat{H}_{gout} = \text{Enthalpi flue gas keluar (kJ / kg flue gas)}$$

$$\hat{H}_{sin} = \text{Enthalpi solid (baggase) masuk (kJ / kg dry solid)}$$

$$\hat{H}_{sout} = \text{Enthalpi solid (baggase) keluar (kJ / kg dry solid)}$$

$$Q_h = \text{Laju panas input dari immersed tubes (0 kJ/kg)}$$

$$Q_w = \text{Laju heat loss dari dinding (0 kJ/kg)}$$

$$T_{sin} = \text{Suhu baggase masuk } ^\circ\text{C}$$

$$T_{sout} = \text{Suhu baggase keluar } ^\circ\text{C}$$

$$T_{gin} = \text{Suhu udara masuk } ^\circ\text{C}$$

$$T_{gout} = \text{Suhu udara keluar } ^\circ\text{C}$$

$$C_{ps} = \text{Specific heat baggase (1.0700 kJ/kg } ^\circ\text{C)}$$

$$C_{pg} = \text{Specific heat flue gas (kJ/kg } ^\circ\text{C)}$$

$$C_1 = \text{Specific heat liquid H}_2\text{O (4.2 kJ/kg } ^\circ\text{C)}$$

$$\lambda_0 = \text{Panas laten udara (2406.9 kJ/kg)}$$

$$C_{pg} = 1,005 + 1,88 H \quad \text{(Geankoplis, Pers. 9.3-6 hal 562)}$$

$$C_{pgin} = 1,005 + 1,88 \times 1,2401 = 3,3364 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}$$

$$C_{pgout} = 1,005 + 1,88 \times 0,3343 = 1,6336 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}$$

$$\hat{H}_{sin} = 1,07 + 1 \times 4,2 \times 30 = 158,1 \text{ kJ/kg dry solid}$$

$$\hat{H}_{sout} = 1,07 + 0,05 \times 4,2 \times 96,704 = 124,8 \text{ kJ/kg dry solid}$$

$$\hat{H}_{gin} = 3,3364 + 0,07 \times 4,2 \times 155 + 0,07 \times 2406,90$$

$$= 727,8958 \text{ kJ/kg flue gas}$$

$$\hat{H}_{gout} = 1,6336 + 0,33 \times 4,2 \times 97 + 0,33 \times 2406,90$$

$$= 1098,479 \text{ kJ/kg flue gas}$$

Persamaan Neraca Energi

$$F \hat{H}_{sin} + G \hat{H}_{gin} + Q_h = F \hat{H}_{sout} + G \hat{H}_{gout} + Q_w$$

$$28080 \times 158,10 + G \times 727,90 = 28080 \times 124,85 + G \times 1098$$

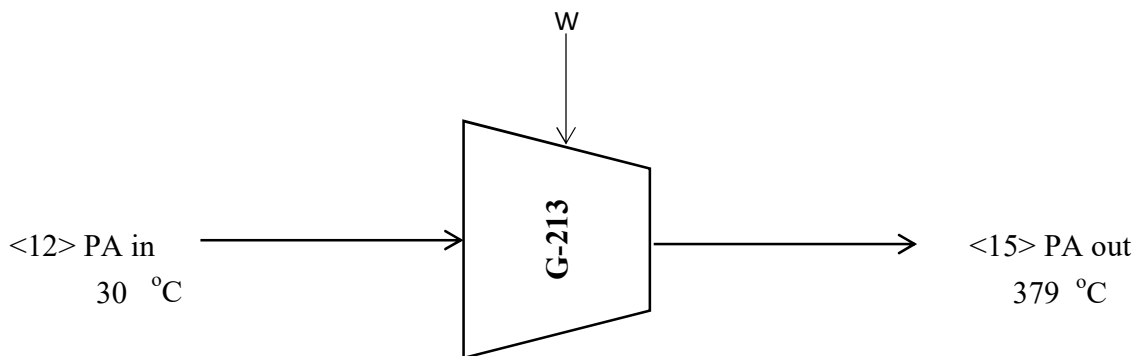
$$-370,6 G = -933661,7$$

$$G = 100290,12 \text{ kg/jam}$$

**Tabel B.1** Neraca Energi Fluidized Bed Dryer

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<4>	4439448,0000	<6>	3505786,2974
<48>	73000757,965	<8>	110166632,11
<b>Total</b>	<b>77440205,965</b>	<b>Total</b>	<b>77440205,97</b>

## B.2. Compressor (G-213)



$$P_{in} = 1,2 \text{ bar} \quad P_{out} = 30 \text{ bar}$$

$$T_{in} = 30 \text{ °C} = 303 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ °C} = 298 \text{ K}$$

$$P_{ref} = 1 \text{ atm} = 1,013 \text{ bar}$$

Komponen	Fraksi	Massa	Kgmol	Fraksi mol
N <sub>2</sub>	0,767	36096,05	1289	0,79
O <sub>2</sub>	0,233	10965,89	343	0,21
Total	1,000	47061,94	1632	1,00

### a. Energi Masuk

#### i. Menghitung H<sup>ig</sup>

$$\tau = 1,0168$$

$$R = 8,314 \text{ J/gmol.K}$$

Heat Capacities	A	B	C	D
N <sub>2</sub>	3,28	0,000593	0	4000,00
O <sub>2</sub>	3,639	0,000506	0	-22700,00

(Smith Van Ness Tabel C.1)

Komponen	$\langle C_p \rangle_H$	$H^{ig}$	$H^{ig} \cdot \text{Fraksi}$
N <sub>2</sub>	29,120	145,601	115,024
O <sub>2</sub>	29,431	147,157	30,903
Total			145,927

J/gmol

### ii. Menghitung $H^R$

Properties of	$\omega$	Tc (K)	Pc (bar)	Tr	Pr
N <sub>2</sub>	0,0380	126,2	34,00	2,402	0,035
O <sub>2</sub>	0,0220	154,6	50,43	1,961	0,024

Properties of	B <sub>0</sub>	B <sub>1</sub>	dB <sub>0</sub> /dTr	dB <sub>1</sub> /dTr	$H^R/RT_c$
N <sub>2</sub>	-0,021	0,1347	0,07	0,008	-0,006
O <sub>2</sub>	-0,061	0,1288	0,12	0,022	-0,007

Komponen	$H^R \times \text{fraksi}$
N <sub>2</sub>	-5,339
O <sub>2</sub>	-1,854
Total	-7,19279

J/gmol

$$\begin{aligned}
 H_{in} &= H^{ig} + H^R \\
 &= 145,927 + -7,19279 \\
 &= 226391213,9 \text{ J} \\
 &= 226391,2 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

### b. Menghitung Tout

Kompresor bekerja secara isentropis. Isentropis berarti  $\Delta S = 0$

$$\Delta S = 0$$

$$\Delta S_{in} = \Delta S_{out}$$

#### i. Menghitung $\Delta S^{ig}$ pada aliran input

Komponen	$(C_p^{ig})_s/R$	$\Delta S^{ig}$	$\Delta S^{ig} \times \text{fraksi}$
N <sub>2</sub>	3,503	-0,924	-0,730
O <sub>2</sub>	3,540	-0,919	-0,193
Total			-0,923

$$\Delta S^{ig} = -1506263,2 \text{ J/K}$$

#### ii. Menghitung $S^R$ pada aliran input

Komponen	$S^R$	$S^R \times \text{fraksi}$
N <sub>2</sub>	-0,049	-0,039
O <sub>2</sub>	-0,046	-0,010
Total		-0,048

$$S^R = -78550,9979 \text{ J/K}$$

$$S_{in} = -1584814,19 \text{ J/K}$$

karena isentropis sehingga nilai entropi keluar sama dengan entropi masuk

$$S_{out} = -1584814,19 \text{ J/K}$$

Dari nilai  $\Delta S_{out}$  yang sudah diketahui, maka nilai  $T_{out}$  dapat dicari menggunakan persamaan(6.79) dan (5.18) Smith Van Ness 6ed dengan cara goal seek.

Dari hasil goal seek tersebut diperoleh nilai  $T_{out}$

$$T_{out} = 463 \text{ } ^\circ\text{C} = 736 \text{ K (goal seek)}$$

$$\tau = 2,4693$$

**i. Menghitung  $\Delta S^{ig}$  pada aliran output**

Komponen	$(C_p^{ig})_s/R$	$\Delta S^{ig}$	$\Delta S^{ig} \times \text{fraksi}$
N <sub>2</sub>	3,588	-1,204	-0,951
O <sub>2</sub>	3,766	0,133	0,028
Total			-0,923

$$\Delta S_{ig} = -1506263,2 \text{ J/K}$$

**ii. Menghitung  $S^R$  pada aliran output**

Komponen	$S^R$	$S^R \times \text{fraksi}$
N <sub>2</sub>	-0,049	-0,04
O <sub>2</sub>	-0,046	-0,01
Total		-0,05

$$S^R = -78550,9979 \text{ J/K}$$

$$S_{out} = -1584814,19 \text{ J/K}$$

$$\Delta S = 0 \text{ J/K}$$

**c. Energi Keluar (Isentropis)**

$$T_{out} = 463 \text{ } ^\circ\text{C} = 736 \text{ K}$$

$$P_{out} = 30 \text{ bar}$$

**i. Menghitung  $H^{ig}$**

$$\tau = 2,4693$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Heat Capacities	A	B	C	D
N <sub>2</sub>	3,28	0,000593	0	4000,00
O <sub>2</sub>	3,639	0,000506	0	-22700,00

(Smith Van Ness Tabel C.1)

Komponen	<Cp>H	H <sup>ig</sup>	H <sup>ig</sup> x fraksi
N <sub>2</sub>	29,971	13129,485	10372,293
O <sub>2</sub>	31,571	13830,107	2904,322
Total			13276,616

## ii. Menghitung H<sup>R</sup>

Properties of	ω	Tc (K)	Pc (bar)	Tr	Pr
N <sub>2</sub>	0,0380	126,2	34	5,834	0,882
O <sub>2</sub>	0,0220	154,6	50,43	4,762	0,595

Properties of	B <sub>0</sub>	B <sub>1</sub>	dB <sub>0</sub> /dTr	dB <sub>1</sub> /dTr	HR/RTc
N <sub>2</sub>	0,058	0,1389	0,01	0,000	0,020
O <sub>2</sub>	0,048	0,1388	0,01	0,000	-0,003

Komponen	H <sup>R</sup> x fraksi
N <sub>2</sub>	16,818
O <sub>2</sub>	-0,687
Total	16,131

J/gmol

$$\begin{aligned}
 H \text{ udara out} &= H^{\text{ig}} + H^{\text{R}} \\
 &= 13276,616 + 16,131 \\
 &= 2,17\text{E}+10 \text{ J}
 \end{aligned}$$

## d. Kerja Kompresor

Asumsi: h = 80%

$$\begin{aligned}
 H_{\text{in}} + W_{\text{is}} &= H_{\text{out}} \\
 2,26\text{E}+08 + W_{\text{is}} &= 2\text{E}+10 \\
 W_{\text{is}} &= 2,15\text{E}+10 \text{ J}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_{\text{kompresor}} &= 1,72\text{E}+10 \text{ J} \\
 W_{\text{kompresor}} &= 17172077 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

## e. Menghitung T<sub>2</sub> sebenarnya

$$\begin{aligned}
 H_{\text{in}} + W_{\text{kompresor}} &= H_{\text{out}} \\
 2,26\text{E}+08 + 1,72\text{E}+10 &= H_{\text{out}} \\
 H_{\text{out}} &= 1,74\text{E}+10 \text{ Joule}
 \end{aligned}$$

$$T = 379 \text{ }^{\circ}\text{C} = 652 \text{ K}$$

$$P_{out} = 30 \text{ bar}$$

### i. Menghitung $H^{ig}$

$$\tau = 2,1878$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Heat Capacities	A	B	C	D
N <sub>2</sub>	3,28	0,000593	0	4000,00
O <sub>2</sub>	3,639	0,000506	0	-22700,00

(Smith Van Ness Tabel C.1)

Komponen	$\langle C_p \rangle_H$	$H^{ig}$	$H^{ig} \times \text{Fraksi}$
N <sub>2</sub>	29,784	10547,604	8332,607
O <sub>2</sub>	31,283	11078,659	2326,518
Total			10659,125

### ii. Menghitung $H^R$

Properties of	$\omega$	Tc (K)	Pc (bar)	Tr	Pr
N <sub>2</sub>	0,0380	126,2	34	5,169	0,882
O <sub>2</sub>	0,0220	154,6	50,43	4,219	0,595

Properties of	Bo	B1	dBo/dTr	dB1/dTr	HR/RTc
N <sub>2</sub>	0,053	0,1388	0,01	0,000	0,008
O <sub>2</sub>	0,041	0,1386	0,02	0,000	-0,014

Komponen	$H^R \times \text{fraksi}$
N <sub>2</sub>	6,608
O <sub>2</sub>	-3,789
Total	2,819

J/gmol

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{Syn Gas out}} &= H^{ig} + H^R \\ &= 10659,125 + 2,819 \\ &= 17398467720 \text{ Joule} \\ &= 17398467,72 \text{ kJ} \end{aligned}$$

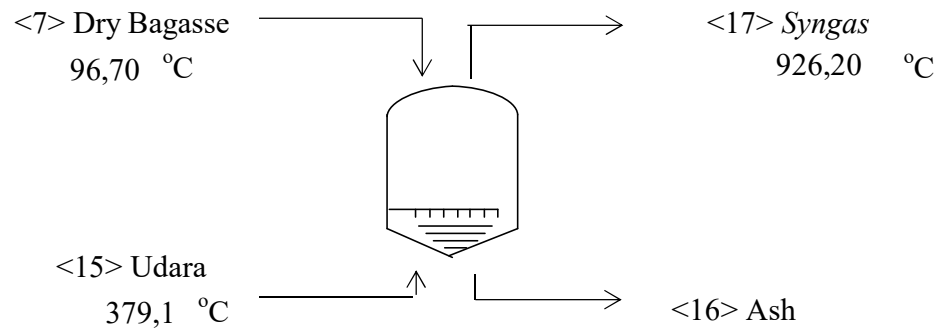
$$\text{Selisih} = 0$$

Jadi dari trial (Goal Seek) diperoleh nilai  $T_2$  sebenarnya sebesar = 379,138 °C

**Tabel B.2** Neraca Energi Kompresor

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<12>	226391,21	<15>	17398467,72
W	17172076,5063		
<b>Total</b>	<b>17398467,72</b>	<b>Total</b>	<b>17398467,72</b>

### B.3. Gasifier (R-210)



#### a. Energi Masuk

##### i. Bagasse

$$T = 96,70 \text{ }^{\circ}\text{C} = 370 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ bar}$$

$$T_{ref} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$P_{ref} = 1 \text{ bar}$$

Komponen	Massa (kg)	Kgmol	Fraksi mol
C	12327,522	1027,3	0,383
N <sub>2</sub>	167,374	5,9776	0,002
H <sub>2</sub>	2175,442	1087,7	0,405
O <sub>2</sub>	13220,053	413,13	0,154
CO	0,000	0	0,000
CO <sub>2</sub>	0,000	0	0,000
Ash	178,377	2,973	0,001
H <sub>2</sub> O	2643,840	146,88	0,055
CH <sub>4</sub>	0,000	0	0,000
Tar	0,000	0	0,000
Char	0,000	0	0,000
Total	30712,608	2684	1,000

$$\text{Specific heat capacity bagasse} = 0,46 \text{ kJ/Kg.K}$$

$$m_{\text{bagasse}} = 30712,6 \text{ kg}$$

$$\text{Entalpi Bagasse} = 942380,5932 \text{ kJ}$$

$$= 942380593,2 \text{ J}$$

##### ii. Udara

Energi udara masuk ke *gasifier* sama dengan energi udara keluar dari kompressor.

$$T = 379 \text{ }^{\circ}\text{C} = 652 \text{ K}$$

$$P = 30 \text{ bar}$$

Komponen	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)	Energi (J)
Udara	1	1631,8	47061,943	17398467720

$$\begin{aligned} \Delta H_{in} &= \Delta H \text{ bagasse} + \Delta H \text{ udara} \\ &= 942380593,2 + 17398467720 \\ &= 18340848313 \text{ J} \end{aligned}$$

## b. Energi Reaksi

### Reaksi <1>

Stoikiometri :	C	+	0.5O <sub>2</sub>	<--->	CO	
mula :	358,0					kgmol
bereaksi :	358,0		179,0159		358,0	kgmol
sisanya :	0,0				358,0	kgmol

### Menghitung $\Delta H_{298}$

Komponen	$\Delta H_{298}$	$\Delta H_f_{298}^*$ mol
C	0	0
O <sub>2</sub>	0	0
CO	-110525	-3,96E+10
Total		-3,96E+10

$$\Delta H_{\text{Reaksi 1}} = -3,957\text{E}+10 \text{ J}$$

### Reaksi <2>

Stoikiometri :	C	+	O <sub>2</sub>	<--->	CO <sub>2</sub>	
mula :	263,3		576,5779			kgmol
bereaksi :	263,3		263,3335		263,3	kgmol
sisanya :	0,0		313,2444		263,3	kgmol

### Menghitung $\Delta H_{298}$

Komponen	$\Delta H_{298}$	$\Delta H_f_{298}^*$ mol
C	0	0
O <sub>2</sub>	0	0
CO <sub>2</sub>	-393509	-1,04E+11
Total		-1,04E+11

$$\Delta H_{\text{Reaksi 2}} = -1,036\text{E}+11 \text{ J}$$

### Reaksi <3>

Stoikiometri :	C	+	2H <sub>2</sub>	<--->	CH <sub>4</sub>	
mula :	24,110		1087,255			kgmol
bereaksi :	24,005		48,0102		24,005	kgmol
sisanya :	0,105		1039,245		24,005	kgmol

### Menghitung $\Delta H_{298}$

Komponen	$\Delta H_{298}$	$\Delta H_f_{298}^*$ mol
C	0	0
H <sub>2</sub>	0	0
CH <sub>4</sub>	-74520	-1,79E+09
Total		-1,79E+09

$$\Delta H_{\text{Reaksi 3}} = -1,789\text{E}+09 \text{ J}$$



**Reaksi <4>**

Stoikiometri :	CO	+	H <sub>2</sub> O	<--->	CO <sub>2</sub>	+	H <sub>2</sub>	
mula :	358,0		1,2					kgmol
bereaksi :	1,2		1,2		1,2		1,2	kgmol
sisa :	356,8		0,0		1,2		1,2	kgmol

**Menghitung ΔH<sub>298</sub>**

Komponen	ΔH <sub>298</sub>	ΔHf <sub>298</sub> *mol
CO	-110525	-1,34E+08
H <sub>2</sub> O	-241818	-2,93E+08
CO <sub>2</sub>	-393509	-4,77E+08
H <sub>2</sub>	0	0
Total		-4,99E+07

$$\Delta H_{\text{Reaksi 4}} = -4,99E+07 \text{ J}$$

**Reaksi <5>**

Stoikiometri :	C	+	H <sub>2</sub> O	<--->	CO	+	H <sub>2</sub>	
mula :	358,2		145,67					kgmol
bereaksi :	145,67		145,67		145,67		145,67	kgmol
sisa :	212,57		0,00		145,67		145,67	kgmol

**Menghitung ΔH<sub>298</sub>**

Komponen	ΔH <sub>298</sub>	ΔHf <sub>298</sub> *mol
C	0	0
H <sub>2</sub> O	-241818	-3,52E+10
CO	-110525	-1,61E+10
H <sub>2</sub>	0	0
Total		1,91E+10

$$\Delta H_{\text{Reaksi 5}} = 1,91E+10 \text{ J}$$

**Reaksi <6>**

Stoikiometri :	C	+	CO <sub>2</sub>	<--->	2CO	
mula :	212,57		264,55			kgmol
bereaksi :	212,24		212,24		424,5	kgmol
sisa :	0,34		52,31		424,5	kgmol

**Menghitung ΔH<sub>298</sub>**

Komponen	ΔH <sub>298</sub>	ΔHf <sub>298</sub> *mol
C	0	0
CO <sub>2</sub>	-393509	-8,35E+10
CO	-110525	-4,69E+10
Total		3,66E+10

$$\Delta H_{\text{Reaksi 6}} = 3,66E+10 \text{ J}$$

$$\Delta H_{\text{Reaksi total}} = -8,93E+10 \text{ J}$$

### c. Energi Keluar

#### i. Syn Gas

$$T = 926 \text{ }^{\circ}\text{C} = 1199,4 \text{ K}$$

$$P = 30 \text{ bar}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

Komponen	dari gasifier		
	Fraksi mol	kgmol	massa (kg)
C	0,00	0,0	0,00
N <sub>2</sub>	0,34	1295,1	36263,43
H <sub>2</sub>	0,31	1186,1	2372,25
O <sub>2</sub>	0,08	313,2	10023,82
CO	0,24	927,0	25954,93
CO <sub>2</sub>	0,01	52,3	2301,58
H <sub>2</sub> O	0,00	0,0	0,00
CH <sub>4</sub>	0,01	24,0	384,08
Tar	0,00	12,2	164,95
Char	0,00	10,7	128,36
Total	1,00	3820,7	77593,39

$$t = 4,0226$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Heat Capacities	A	B	C	D
C	1,771	0,0008	0	-86700
N <sub>2</sub>	3,28	0,0006	0	4000
H <sub>2</sub>	3,249	0,0004	0	8300
O <sub>2</sub>	3,639	0,0005	0	-22700
CO	3,376	0,0006	0	-3100
CO <sub>2</sub>	5,457	0,001	0	-115700
H <sub>2</sub> O	3,47	0,0015	0	12100
CH <sub>4</sub>	1,702	0,0091	-2E-06	0

Komponen	(Cp)H	H <sup>ig</sup>	H <sup>ig</sup> x Fraksi
C	17,508	15778,1	0
N <sub>2</sub>	31,054	27986,28	9486,71979
H <sub>2</sub>	29,832	26884,79	8346,36175
O <sub>2</sub>	32,877	29628,59	2429,15015
CO	31,463	28354,84	6879,37674
CO <sub>2</sub>	49,185	44325,3	606,854051
H <sub>2</sub> O	38,157	34387,43	0
CH <sub>4</sub>	59,376	53510,17	336,201702
Char	17,508	15778,1	44,1728162
Total			28084,6642 J/mol

Komponen	(Cp)H	H <sup>ig</sup>	H <sup>ig</sup> x massa
Tar	1,470	1324,766	698326,983 J

cp dalam KJ/Kg K

$$\Delta H_{\text{Syn Gas out}} = 1,07303\text{E}+11 \text{ Joule}$$

$$\text{asumsi n} = 80\%$$

$$\Delta H_{\text{Syn Gas out}} = 85842425963 \text{ Joule}$$

$$Q_{\text{loss}} = 21460606491 \text{ Joule}$$

## ii. Ash + C

$$T = 926 \text{ }^{\circ}\text{C} = 1199,4 \text{ K}$$

$$P = 30 \text{ bar}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

Komponen	Fraksi mol	kgmol	Massa (kg)
C	0,10	0,34	4,04
Ash	0,90	2,97	178,38
Total	1,00	3,31	178,38

Komponen	(Cp)H	H <sup>ig</sup>	H <sup>ig</sup> x Fraksi
C	17,508	15778,1	1603,7475 J/mol

Komponen	Cp	H <sup>ig</sup>	H <sup>ig</sup> x massa
Ash	1,996045	1799	3,21,E+08 J

$$\Delta H_{\text{Ash+C}} = 3, \text{E}+08 \text{ Joule}$$

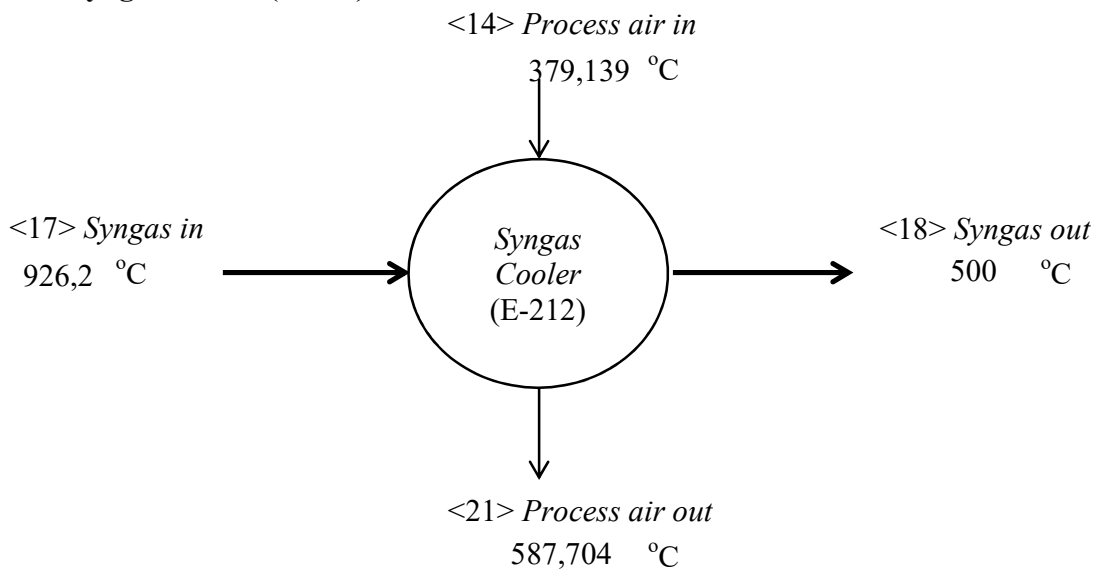
$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{out}} &= \Delta H_{\text{syngas}} + \Delta H_{(\text{Ash+C})} + Q_{\text{loss}} \\ &= 8,58\text{E}+10 + 3,21\text{E}+08 + 21460606491 \\ &= 1,0762\text{E}+11 \text{ Joule} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H &= \Delta H_{\text{in}} + \Delta H_{\text{Reaksi Total}} + \Delta H_{\text{out}} \\ &= 1,83\text{E}+10 + -8,93\text{E}+10 + 1,1, \text{E}+11 \\ &= 2,39\text{E}+07 \text{ Joule} \end{aligned}$$

**Tabel B.3 Neraca Energi Gasifier**

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<7>	942380,5932	<17>	85842426
<15>	17398467,720	<16>	320872,05
		Reaksi	-89306962,4444
		Qloss	21460606,4908
<b>Total</b>	<b>18340848,3134</b>	<b>Total</b>	<b>18340848,3134</b>

**B.4. Syngas Cooler (E-212)**



Tref = 25 °C 298 K

Heat Capacities	A	B	C	D	
C	11,18	0,011	-489100	0	K
N <sub>2</sub>	29	0,0022	5,723E-06	-3E-09	C
H <sub>2</sub>	28,84	8E-05	3,288E-06	-9E-10	C
O <sub>2</sub>	29,1	0,0116	-6,076E-06	1,3E-09	C
CO	28,95	0,0041	3,548E-06	-2E-09	C
CO <sub>2</sub>	36,11	0,0423	-2,887E-05	7,5E-09	C
H <sub>2</sub> O	33,46	0,0069	7,604E-06	-4E-09	C
CH <sub>4</sub>	34,31	0,0547	3,661E-06	-1E-08	C

(Appendix G Himmelblau Ed. 8)

Komponen yang masuk ke syn gas cooler = Komponen yang keluar dari syngas cooler

Komponen	<17> = <18>			<14> = <21>	
	BM	Kgmol	Fraksi mol	Kgmol	Fraksi mol
C	12	0,0	0,0	0,0	0,000
N <sub>2</sub>	28	1295,1	0,3	6357,6	0,790
H <sub>2</sub>	2	1186,1	0,3	0,0	0,000
O <sub>2</sub>	32	313,2	0,1	1689,9	0,210
CO	28	927,0	0,2	0,0	0,000
CO <sub>2</sub>	44	52,3	0,0	0,0	0,000
H <sub>2</sub> O	18	0,0	0,0	0,0	0,000
CH <sub>4</sub>	16	24,0	0,0	0,0	0,000
Tar	14	11,8	0,0	0,0	0,000
Char	12	10,7	0,0	0,0	0,000
Total		3820,2	1,0	8047,5	1

### Perhitungan Cp

*Syngas in*

$$T_{in} = 926,2 \text{ } ^\circ\text{C} = 1199 \text{ K}$$

Komposisi	Fraksi Mol	CpA	
C	0,0000	0	J/gmol
N <sub>2</sub>	0,3390	9514,418	J/gmol
H <sub>2</sub>	0,3105	8300,545	J/gmol
O <sub>2</sub>	0,0820	2445,141	J/gmol
CO	0,2426	6886,884	J/gmol
CO <sub>2</sub>	0,0137	608,1192	J/gmol
H <sub>2</sub> O	0,0000	0	J/gmol
CH <sub>4</sub>	0,0063	334,9618	J/gmol
Tar	0,0031	4085,801	J/Kg
Char	0,0028	44,17776	J/gmol
Total	1,0000	28134,25	J/gmol

*Syngas out*

$$T_{out} = 500 \text{ } ^\circ\text{C} = 773,15 \text{ K}$$

Komposisi	Fraksi Mol	CpA	
C	0,0000	0,00	J/gmol
N <sub>2</sub>	0,3390	4828,51	J/gmol
H <sub>2</sub>	0,3105	4294,59	J/gmol
O <sub>2</sub>	0,0820	1232,70	J/gmol
CO <sub>2</sub>	0,2426	3488,46	J/gmol
CO	0,0137	292,25	J/gmol
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,00	J/gmol
CH <sub>4</sub>	0,0063	145,13	J/gmol
Tar	0,0031	2153,52	J/Kg
Char	0,0028	22,67	J/gmol
Total	1,0000	14304,3	J/gmol

*Process air in*

$$T_{in} = 379,14 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komposisi	Fraksi mol	CpA	
N <sub>2</sub>	0,79	8308,121	J/gmol
O <sub>2</sub>	0,21	2316,312	J/gmol
Total	1	10624,43	J/gmol

*Process air out*

$$T_{out} = 587,7 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komposisi	Fraksi mol	CpA	
N <sub>2</sub>	0,79	13429,43	
O <sub>2</sub>	0,21	3779,613	
Total	1	17209,04	

**Energi Masuk**

$$\begin{aligned} <21> \text{ Syngas in} &= 107822229,1 \quad \text{J} \\ &= 107822,2291 \quad \text{kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} <17> \text{ PA in} &= 85499834,23 \quad \text{J} \\ &= 85499,8 \quad \text{Kj/jam} \end{aligned}$$

---


$$\text{Total Entalpi Masuk} = 193322,1 \quad \text{kJ/jam}$$

**Energi Keluar**

$$\begin{aligned} <23> \text{ Syngas out} &= 54832754,18 \quad \text{J} \\ &= 54832,75418 \quad \text{kJ/jam} \end{aligned}$$

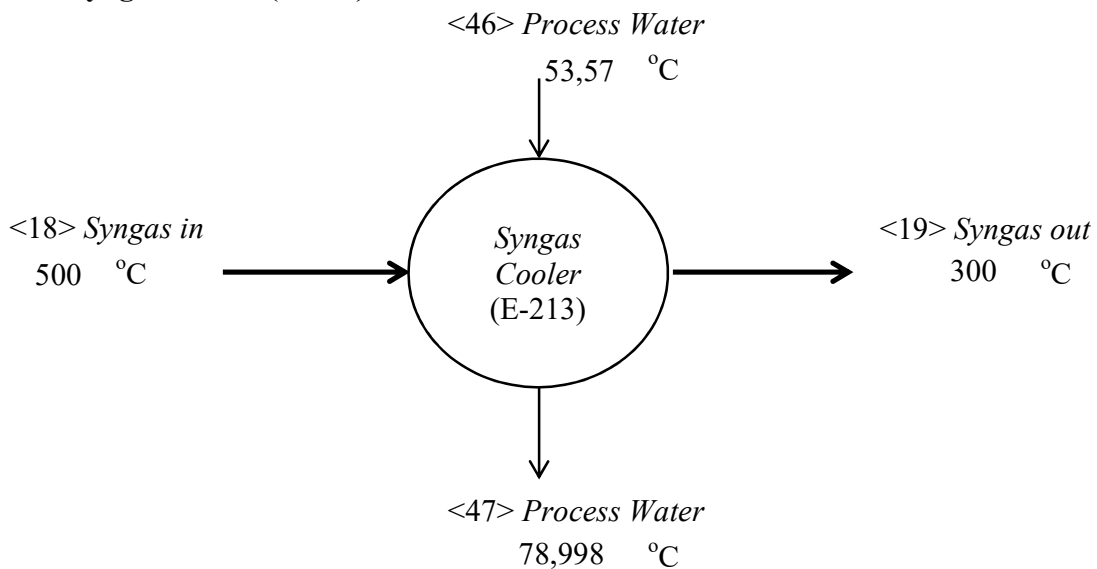
$$\begin{aligned} <24> \text{ PA out} &= 138489309,2 \quad \text{J} \\ &= 138489,3 \quad \text{kJ/jam} \end{aligned}$$

---


$$\text{Total Entalpi Keluar} = 193322,1$$

**Tabel B.4 Neraca Energi Syngas Cooler**

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<14>	107822,2291	<21>	54832,75
<17>	85499,834	<18>	138489,31
<b>Total</b>	<b>193322,06</b>	<b>Total</b>	<b>193322,06</b>

**B.5. Syngas Cooler (E-213)**

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad 298 \text{ K}$$

Heat Capacities	A	B	C	D	
C	11,18	0,011	-489100	0	K
N <sub>2</sub>	29	0,0022	5,723E-06	-3E-09	C
H <sub>2</sub>	28,84	8E-05	3,288E-06	-9E-10	C
O <sub>2</sub>	29,1	0,0116	-6,076E-06	1,3E-09	C
CO	28,95	0,0041	3,548E-06	-2E-09	C
CO <sub>2</sub>	36,11	0,0423	-2,887E-05	7,5E-09	C
H <sub>2</sub> O	33,46	0,0069	7,604E-06	-4E-09	C
CH <sub>4</sub>	34,31	0,0547	3,661E-06	-1E-08	C

(Appendix G Himmelblau Ed. 8)

Liquid

H <sub>2</sub> O	18,296	0,4721	-0,0013388	1,3E-06	K
------------------	--------	--------	------------	---------	---

Komponen yang masuk ke syn gas cooler = Komponen yang keluar dari syngas cooler

Komponen	<9> = <15>			<14> = <17>	
	BM	Kgmol	Fraksi mol	Kgmol	Fraksi mol
C	12	0,0000	0,0000	0,000	0,000
N <sub>2</sub>	28	1295,1224	0,3390	0,000	0,000
H <sub>2</sub>	2	1186,1253	0,3105	0,000	0,000
O <sub>2</sub>	32	313,2444	0,0820	0,000	0,000
CO	28	926,9618	0,2426	0,000	0,000
CO <sub>2</sub>	44	52,3085	0,0137	0,000	0,000
H <sub>2</sub> O	18	0,0000	0,0000	14960,022	1,000
CH <sub>4</sub>	16	24,0051	0,0063	0,000	0,000
Tar	14	11,7823	0,0031	0,000	0,000
Char	12	10,6965	0,0028	0,000	0,000
Total		3820,246	1,0000	14960,022	1,000

### Perhitungan Cp

Syngas in

$$T_{in} = 500 \text{ } ^\circ\text{C} = 773 \text{ K}$$

Komposisi	Fraksi Mol	CpA	
C	0,0000	0	J/gmol
N <sub>2</sub>	0,3390	4828,514	J/gmol
H <sub>2</sub>	0,3105	4291,624	J/gmol
O <sub>2</sub>	0,0820	1114,015	J/gmol
CO	0,2426	3363,804	J/gmol
CO <sub>2</sub>	0,0137	219,8032	J/gmol
H <sub>2</sub> O	0,0000	0	J/gmol
CH <sub>4</sub>	0,0063	102,1773	J/gmol
Tar	0,0031	2153,52	J/Kg
Char	0,0028	22,66984	J/gmol
Total	1,0000	13942,61	J/gmol

Syngas out

$$T_{out} = 300 \text{ } ^\circ\text{C} = 573,15 \text{ K}$$

Komposisi	Fraksi Mol	CpA	
C	0,0000	0,00	J/gmol
N <sub>2</sub>	0,3390	2752,44	J/gmol
H <sub>2</sub>	0,3105	2471,08	J/gmol
O <sub>2</sub>	0,0820	651,61	J/gmol
CO <sub>2</sub>	0,2426	1938,09	J/gmol
CO	0,0137	132,44	J/gmol
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,00	J/gmol
CH <sub>4</sub>	0,0063	59,25	J/gmol
Tar	0,0031	1246,78	J/Kg
Char	0,0028	12,28	J/gmol
Total	1,0000	8017,19	J/gmol

Water Process

$$T_{in} = 45 \text{ } ^\circ\text{C} = 318 \text{ K}$$

Komposisi	Fraksi mol	CpA	
H <sub>2</sub> O	1,000	1502,059	J/gmol
Total	1	1502,059	J/gmol

Water Process

$$T_{out} = 78,998 \text{ } ^\circ\text{C} = 352 \text{ K}$$

	Fraksi mol	CpA	
H <sub>2</sub> O	1	4072,951	
Total	1	4072,951	

### Energi Masuk

$$\begin{aligned} <18> \text{ Syngas in} &= 53099916,18 \text{ J} \\ &= 53099,91618 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} <46> \text{ Water in} &= 22470838,62 \text{ J} \\ &= 22470,8 \text{ KJ/jam} \end{aligned}$$

---


$$\text{Total Entalpi Masuk} = 75570,8 \text{ kJ/jam}$$

### Energi Keluar

$$\begin{aligned} <19> \text{ Syngas out} &= 30533197,17 \text{ J} \\ &= 30533,19717 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} <47> \text{ Water out} &= 60931439,1 \text{ J} \\ &= 60931,4 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

---

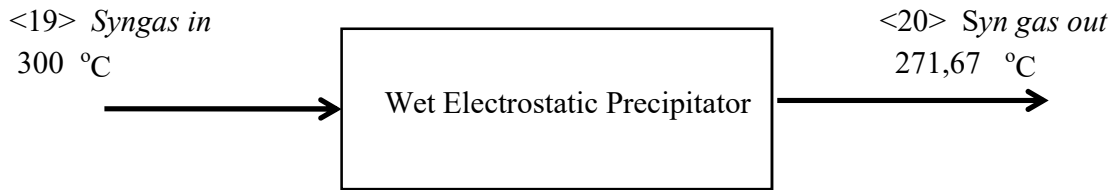

$$\text{Total Entalpi Keluar} = 91464,6$$

**Tabel B.5 Neraca Energi Syngas Cooler**

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<18>	53099,9162	<19>	30533,20
<46>	22470,839	<47>	60931,44
<b>Total</b>	<b>75570,75</b>	<b>Total</b>	<b>91464,64</b>



### B.6. Wet Electrostatic Precipitator (H-220 A/B)



Heat Capacities	A	B	C	D	
C	11,18	0,011	-489100	0	K
N <sub>2</sub>	29	0,0022	5,723E-06	-3E-09	C
H <sub>2</sub>	28,84	8E-05	3,288E-06	-9E-10	C
O <sub>2</sub>	29,1	0,0116	-6,076E-06	1,3E-09	C
CO	28,95	0,0041	3,548E-06	-2E-09	C
CO <sub>2</sub>	36,11	0,0423	-2,887E-05	7,5E-09	C
H <sub>2</sub> O	33,46	0,0069	7,604E-06	-4E-09	C
CH <sub>4</sub>	34,31	0,0547	3,661E-06	-1E-08	C

(Appendix G Himmelblau Ed. 8)

Komponen	< 19 >			< 20 >	
	BM	Kgmol	Fraksi mol	Kgmol	Fraksi mol
C	12	0,0	0,000	0,00	0,00
N <sub>2</sub>	28	1295,1	0,339	1295,12	0,34
H <sub>2</sub>	2	1186,1	0,310	1186,13	0,31
O <sub>2</sub>	32	313,2	0,082	313,24	0,08
CO	28	927,0	0,243	926,96	0,24
CO <sub>2</sub>	44	52,3	0,014	52,31	0,01
H <sub>2</sub> O	18	0,0	0,000	0,00	0,00
CH <sub>4</sub>	16	24,0	0,006	24,01	0,01
Tar	14	11,8	0,003	0,00	0,00
Char	12	10,7	0,003	0,00	0,00
Total		3820,2	1,000	3797,77	1,00

## Perhitungan Cp

*Syngas in*

$$T_{in} = 300,00 \text{ C} = 573 \text{ K}$$

Komposisi	Fraksi Mol	CpA
C	0,0000	0,00
N <sub>2</sub>	0,3390	2752,44
H <sub>2</sub>	0,3105	2472,15
O <sub>2</sub>	0,0820	694,34
CO	0,2426	1982,97
CO <sub>2</sub>	0,0137	158,52
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,00
CH <sub>4</sub>	0,0063	74,71
Tar	0,0031	1246,78
Char	0,0028	12,28
Total	1,00	9394,19

*Syngas out*

$$T_{out} = 271,67 \text{ C} = 544,817 \text{ K}$$

Komposisi	Fraksi Mol	CpA
C	0,00	0,00
N <sub>2</sub>	0,34	2464,00
H <sub>2</sub>	0,31	2216,06
O <sub>2</sub>	0,08	620,13
CO <sub>2</sub>	0,24	1774,23
CO	0,01	140,67
H <sub>2</sub> O	0,00	0,00
CH <sub>4</sub>	0,01	65,81
Tar	0,00	0,00
Char	0,00	0,00
Total	0,99	7280,89

$$T_{reff} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

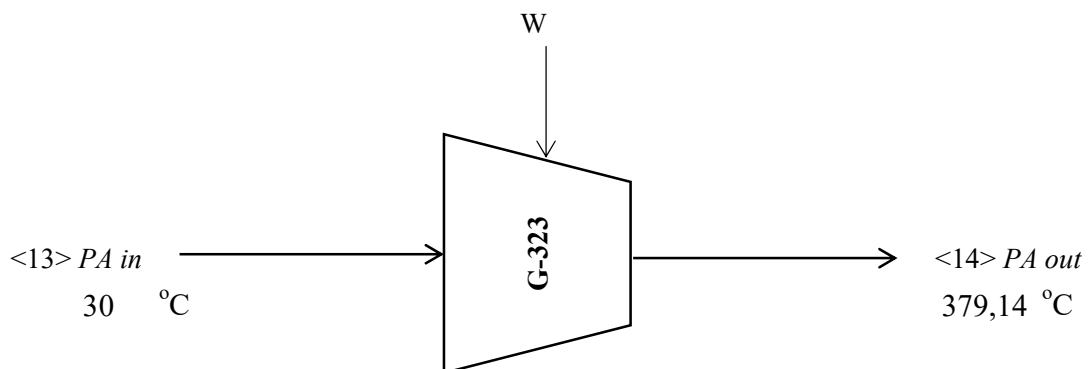
$$\begin{aligned} \text{Energi yang dimiliki syngas aliran } \langle 19 \rangle &= \text{massa syngas} \times C_p \times (T_{17} - T_{reff}) \\ &= 77593,39 \times 9394,19 \\ &= 728927109,02 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Energi yang dimiliki syngas aliran } \langle 20 \rangle &= \text{massa syngas} \times C_p \times (T_{17} - T_{reff}) \\ &= 77300,09 \times 7280,89 \\ &= 562813793,88 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

**Tabel B.6** Neraca Energi *Wet Electrostatic Presipitator*

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
$\langle 19 \rangle$	728927109,02	$\langle 20 \rangle$	562813793,88
		<i>Q Loss</i>	166113315,15
<b>Total</b>	<b>728927109,02</b>	<b>Total</b>	<b>728927109,02</b>

## B.7. Compressor (G-323)



$$P_{in} = 1,2 \text{ bar} \quad P_{out} = 30 \text{ bar}$$

$$T_{in} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$P_{ref} = 1 \text{ atm} = 1,013 \text{ bar}$$

Komponen	Fraksi	Massa	kgmol	Fraksi mol
N <sub>2</sub>	0,767	178012,13	6358	0,79
O <sub>2</sub>	0,233	54076,7	1690	0,21
Total	1,000	232088,8	8047	1,00

### a. Energi Masuk

#### i. Menghitung H<sup>ig</sup>

$$\tau = 1,0168$$

$$R = 8,314 \text{ J/gmol.K}$$

Heat Capacities	A	B	C	D
N <sub>2</sub>	3,28	0,000593	0	4000,00
O <sub>2</sub>	3,639	0,000506	0	-22700,00

(Smith Van Ness Tabel C.1)

Komponen	<Cp>H	H <sup>ig</sup>	H <sup>ig</sup> x Fraksi
N <sub>2</sub>	29,120	145,601	115,026
O <sub>2</sub>	29,431	147,157	30,902
Total			145,927

J/gmol

#### ii. Menghitung H<sup>R</sup>

Properties of	$\omega$	Tc (K)	Pc (bar)	Tr	Pr
N <sub>2</sub>	0,0380	126,2	34,00	2,402	0,035
O <sub>2</sub>	0,0220	154,6	50,43	1,961	0,024

Properties of	Bo	B1	dBo/dTr	dB1/dTr	HR/RTc
N <sub>2</sub>	-0,021	0,1347	0,07	0,008	-0,006
O <sub>2</sub>	-0,061	0,1288	0,12	0,022	-0,007

Komponen	H <sup>R</sup> *fraksi
N <sub>2</sub>	-5,339
O <sub>2</sub>	-1,854
Total	-7,19277

J/gmol

$$H_{in} = H^{ig} + H^R$$

$$= 145,927 + -7,192771$$

$$= 1116463468 \text{ J}$$

$$= 1116463 \text{ kJ}$$

## b. Menghitung Tout

Kompresor bekerja secara isentropis. Isentropis berarti  $\Delta S = 0$

$$\Delta S = 0$$

$$\Delta S_{in} = \Delta S_{out}$$

### i. Menghitung $\Delta S^{ig}$ pada aliran input

Komponen	$(C_p^{ig})_s/R$	$\Delta S_{ig}$	$\Delta S^{ig} \times \text{fraksi}$
N <sub>2</sub>	3,503	-0,924	-0,730
O <sub>2</sub>	3,540	-0,919	-0,193
Total			-0,923

$$\Delta S^{ig} = -7428238,19 \text{ J/K}$$

### ii. Menghitung $S^R$ pada aliran input

Komponen	$S^R$	$S^R \times \text{Fraksi}$
N <sub>2</sub>	-0,049	-0,039
O <sub>2</sub>	-0,046	-0,010
Total		-0,048

$$S^R = -387379,743 \text{ J/K}$$

$$S_{in} = -7815617,93 \text{ J/K}$$

karena isentropis sehingga nilai entropi keluar sama dengan entropi masuk

$$S_{out} = -7815617,93 \text{ J/K}$$

Dari nilai  $\Delta S_{out}$  yang sudah diketahui, maka nilai  $T_{out}$  dapat dicari menggunakan persamaan (6.79) dan (5.18) Smith Van Ness 6ed dengan cara goal seek.

Dari hasil goal seek tersebut diperoleh nilai  $T_{out}$

$$T_{out} = 463 \text{ }^\circ\text{C} = 736 \text{ K (goal seek)}$$

$$\tau = 2,4693$$

### i. Menghitung $\Delta S^{ig}$ pada aliran output

Komponen	$(C_p^{ig})_s/R$	$\Delta S^{ig}$	$\Delta S^{ig} \times \text{fraksi}$
N <sub>2</sub>	3,588	-1,20	-0,951
O <sub>2</sub>	3,766	0,13	0,028
Total			-0,923

$$\Delta S^{ig} = -7428238,19 \text{ J/K}$$

### ii. Menghitung $S^R$ pada aliran output

Komponen	$S^R$	$S^R \times \text{Fraksi}$
N <sub>2</sub>	-0,049	-0,04
O <sub>2</sub>	-0,046	-0,01
Total		-0,05

$$S^R = -387379,743 \text{ J/K}$$

$$S_{out} = -7815617,93 \text{ J/K}$$

$$\Delta S = 0 \text{ J/K}$$

**c. Energi Keluar (Isentropis)**

$$T_{out} = 463 \text{ }^\circ\text{C} = 736 \text{ K}$$

$$P_{out} = 30 \text{ bar}$$

**i. Menghitung  $H^{ig}$**

$$\tau = 2,4693$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Heat Capacities	A	B	C	D
N <sub>2</sub>	3,28	0,000593	0	4000,00
O <sub>2</sub>	3,639	0,000506	0	-22700,00

(Smith Van Ness Tabel C.1)

Komponen	<Cp>H	H <sup>ig</sup>	H <sup>ig</sup> x Fraksi
N <sub>2</sub>	29,971	13129,494	10372,419
O <sub>2</sub>	31,571	13830,116	2904,200
Total			13276,618

**ii. Menghitung  $H^R$**

Properties of	$\omega$	Tc (K)	Pc (bar)	Tr	Pr
N <sub>2</sub>	0,0380	126,2	34	5,834	0,882
O <sub>2</sub>	0,0220	154,6	50,43	4,762	0,595

Properties of	B <sub>0</sub>	B <sub>1</sub>	dB <sub>0</sub> /dTr	dB <sub>1</sub> /dTr	HR/RTc
N <sub>2</sub>	0,058	0,1389	0,01	0,000	0,020
O <sub>2</sub>	0,048	0,1388	0,01	0,000	-0,003

Komponen	H <sup>R</sup> x fraksi
N <sub>2</sub>	16,818
O <sub>2</sub>	-0,687
Total	16,131 J/gmol

$$\begin{aligned} \text{Hudara out} &= H^{ig} + H^R \\ &= 13276,618 + 16,131 \\ &= 1,07\text{E}+11 \text{ J} \end{aligned}$$

**d. Kerja Kompresor**

$$\text{Asumsi: } h = 80\%$$

$$\begin{aligned} H_{in} + W_{is} &= H_{out} \\ 1,12\text{E}+09 + W_{is} &= 1\text{E}+11 \\ W_{is} &= 1,06\text{E}+11 \text{ J} \end{aligned}$$

$$W_{\text{kompresor}} = 8,47E+10 \text{ J}$$

$$W_{\text{kompresor}} = 84685263 \text{ kJ}$$

**e. Menghitung  $T_2$  sebenarnya**

$$H_{\text{in}} + W_{\text{kompresor}} = H_{\text{out}}$$

$$1,12E+09 + 8,47E+10 = H_{\text{out}}$$

$$H_{\text{out}} = 8,58E+10 \text{ Joule}$$

$$T = 379 \text{ }^\circ\text{C} = 652 \text{ K}$$

$$P_{\text{out}} = 30 \text{ bar}$$

**i. Menghitung  $H^{\text{ig}}$**

$$\tau = 2,1878$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Heat Capacities	A	B	C	D
$N_2$	3,28	0,000593	0	4000,00
$O_2$	3,639	0,000506	0	-22700,00

Komponen	$\langle C_p \rangle_H$	$H^{\text{ig}}$	$H^{\text{ig}} \times \text{Fraksi}$
$N_2$	29,784	10547,611	8332,707
$O_2$	31,283	11078,666	2326,420
Total			10659,127

**ii. Menghitung  $H^{\text{R}}$**

Properties of	$\omega$	$T_c$ (K)	$P_c$ (bar)	$T_r$	$P_r$
$N_2$	0,0380	126,2	34	5,169	0,882
$O_2$	0,0220	154,6	50,43	4,219	0,595

Properties of	$B_0$	$B_1$	$dB_0/dT_r$	$dB_1/dT_r$	$H^{\text{R}}/RT_c$
$N_2$	0,053	0,1388	0,01	0,000	0,008
$O_2$	0,041	0,1386	0,02	0,000	-0,014

Komponen	$H^{\text{R}} \times \text{fraksi}$
$N_2$	6,608
$O_2$	-3,789
Total	2,819

J/gmol

$$\Delta H_{\text{Syn Gas out}} = H^{\text{ig}} + H^{\text{R}}$$

$$= 10659,127 + 2,819$$

$$= 85801726275 \text{ Joule}$$

$$= 85801726,28 \text{ kJ}$$

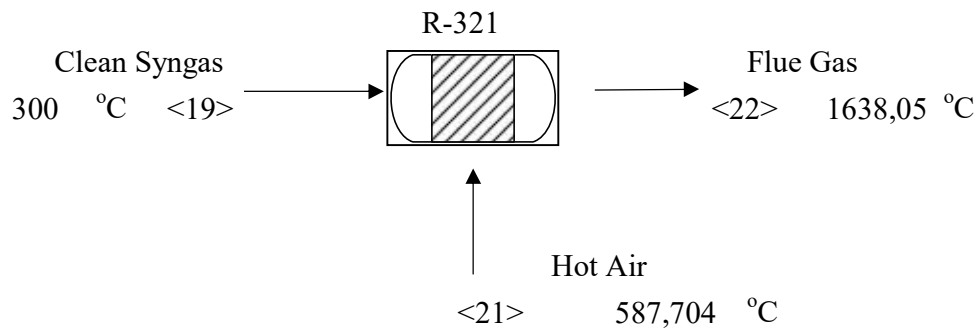
$$\text{Selisih} = 0$$

Jadi dari trial (Goal Seek) diperoleh nilai  $T_2$  sebenarnya sebesar 379,139 °C

**Tabel B.7 Neraca Energi Kompresor (G-312)**

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<13>	1116463,47	<14>	85801726,28
W	84685262,8070		
<b>Total</b>	<b>85801726,28</b>	<b>Total</b>	<b>85801726,28</b>

### B.8. Combustion Chamber



Komponen	Syngas			udara	
	BM	Kgmol	Fraksi mol	Kgmol	Fraksi mol
C	12	0	0,0000	0,000	0,000
N <sub>2</sub>	28	1295,122	0,3410	6357,576	0,790
H <sub>2</sub>	2	1186,125	0,3123	0,000	0,000
O <sub>2</sub>	32	313,2444	0,0825	1689,897	0,210
CO	28	926,9618	0,2441	0,000	0,000
CO <sub>2</sub>	44	52,30853	0,0138	0,000	0,000
H <sub>2</sub> O	18	0	0,0000	0,000	0,000
CH <sub>4</sub>	16	24,0051	0,0063	0,000	0,000
Total		3797,767	1,0000	8047,473	1

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 298 \text{ K}$$

Heat Capacities	A	B	C	D	
C	11,18	0,011	-489100	0	K
N <sub>2</sub>	29	0,0022	5,723E-06	-3E-09	C
H <sub>2</sub>	28,84	8E-05	3,288E-06	-9E-10	C
O <sub>2</sub>	29,1	0,0116	-6,076E-06	1,3E-09	C
CO	28,95	0,0041	3,548E-06	-2E-09	C
CO <sub>2</sub>	36,11	0,0423	-2,887E-05	7,5E-09	C
H <sub>2</sub> O	33,46	0,0069	7,604E-06	-4E-09	C
CH <sub>4</sub>	34,31	0,0547	3,661E-06	-1E-08	C

(Appendix G Himmelblau Ed. 8)

### c. Energi Masuk

#### i. Syn Gas

Syngas in

$$T_{out} = 300 \text{ } ^\circ\text{C} = 573,15 \text{ K} \quad T_{out} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

Komposisi	Fraksi Mol	CpA	
C	0,0000	0,00	J/gmol
N <sub>2</sub>	0,3410	4857,1	J/gmol
H <sub>2</sub>	0,3123	4320,0	J/gmol
O <sub>2</sub>	0,0825	1240,0	J/gmol
CO <sub>2</sub>	0,2441	3509,1	J/gmol
CO	0,0138	294,0	J/gmol
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0	J/gmol
CH <sub>4</sub>	0,0063	146,0	J/gmol
Total	1,0000	14366	J/gmol

$$\Delta H_{\text{Syn Gas in}} = 54559460047 \text{ Joule}$$

$$\text{asumsi n} = 80\%$$

$$\Delta H_{\text{Syn Gas in}} = 43647568038 \text{ Joule}$$

$$Q_{\text{loss}} = 10911892009 \text{ Joule}$$

#### ii. Udara masuk

Energi udara masuk ke combustor sama dengan energi udara keluar dari cooler

$$T = 587,704 \text{ } ^\circ\text{C} = 861 \text{ K}$$

$$P = 30 \text{ bar}$$

Komposisi	Fraksi mol	CpA
N <sub>2</sub>	0,790	13429,43
O <sub>2</sub>	0,210	3779,613
Total	1	17209,04

$$\Delta H_{\text{Air in}} = 1,38489\text{E}+11 \text{ Joule}$$

$$\Delta H_{\text{in}} = 1,82137\text{E}+11 \text{ Joule}$$

### B. Energi Reaksi

#### Reaksi <1>

konversi 90%

Stoikiometri :	CO	+	1/2O <sub>2</sub>	<---->	CO <sub>2</sub>
mula :	926,96		1469,385		kgmol
bereaksi :	834,27		417,13		834,266 kgmol
sisa :	92,696		1052,25		834,266 kgmol



**Menghitung  $\Delta H_{298}$** 

Komponen	$\Delta H_{298}$	$\Delta H_{f298}^*$ mol
CO	-110525	-9,22E+10
O <sub>2</sub>	0	0
CO <sub>2</sub>	-393509	-3,28E+11
Total		-2,36E+11

$$\Delta H_{\text{Reaksi 1}} = -2,361E+11 \text{ J}$$

**Reaksi <2>**

**konversi** 90%

Stoikiometri :	H <sub>2</sub>	+	1/2 O <sub>2</sub>	<--->	H <sub>2</sub> O	
mula :	1186,1		1469,38			kgmol
bereaksi :	1067,5		417,13		834,27	kgmol
sisa :	118,6		1052,25		834,27	kgmol

**Menghitung  $\Delta H_{298}$** 

Komponen	$\Delta H_{298}$	$\Delta H_{f298}^*$ mol
H <sub>2</sub>	0	0
O <sub>2</sub>	0	0
H <sub>2</sub> O	-241818	-2,02E+11
Total		-2,02E+11

$$\Delta H_{\text{Reaksi 2}} = -2,017E+11 \text{ J}$$

**Reaksi <3>**

**konversi** 90%

Stoikiometri :	CH <sub>4</sub>	+	2 O <sub>2</sub>	<--->	CO <sub>2</sub>	+	2 H <sub>2</sub> O	
mula :	24,01		1052,252					kgmol
bereaksi :	21,60		43,21		21,60	43		kgmol
sisa :	2,401		1009,043		21,60	43		kgmol

**Menghitung  $\Delta H_{298}$** 

Komponen	$\Delta H_{298}$	$\Delta H_{f298}^*$ mol
CH <sub>4</sub>	-74520	-1,61E+09
O <sub>2</sub>	0	0
CO <sub>2</sub>	-393509	-8,5E+09
H <sub>2</sub> O	-241818	-1,04E+10
Total		-1,7E+10

$$\Delta H_{\text{Reaksi 3}} = -1,734E+10 \text{ J}$$

$$\Delta H_{\text{Reaksi total}} = -4,55E+11 \text{ J}$$

### C. Energi keluar

Komponen	Flue Gas		
	BM	Kgmol	Fraaksi mol
C	12	0,00	0,000
N <sub>2</sub>	28	7652,70	0,702
H <sub>2</sub>	2	118,61	0,011
O <sub>2</sub>	32	1009,04	0,093
CO	28	92,70	0,009
CO <sub>2</sub>	44	908,18	0,083
H <sub>2</sub> O	18	1110,72	0,102
CH <sub>4</sub>	16	2,40	0,000
Total		10894,35	1,000

*Flue Gas*

$$T_{out} = 1638,1 \text{ } ^\circ\text{C} = 1911,2 \text{ K} \quad T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

Komposisi	Fraaksi Mol	CpA	
C	0,0000	0,00	J/gmol
N <sub>2</sub>	0,7024	37191,10	J/gmol
H <sub>2</sub>	0,0109	543,01	J/gmol
O <sub>2</sub>	0,0926	5180,27	J/gmol
CO <sub>2</sub>	0,0085	454,47	J/gmol
CO	0,0834	7182,67	J/gmol
H <sub>2</sub> O	0,1020	6920,04	J/gmol
CH <sub>4</sub>	0,0002	25,18	J/gmol
Total	1,0000	57497	J/gmol

$$\Delta H_{\text{flue gas}} = 6, \text{E}+11 \text{ Joule}$$

$$\text{asumsi } n = 80\%$$

$$\Delta H_{\text{flue gas}} = 5,01112 \text{E}+11 \text{ Joule}$$

$$Q_{\text{loss}} = 1,25278 \text{E}+11 \text{ Joule}$$

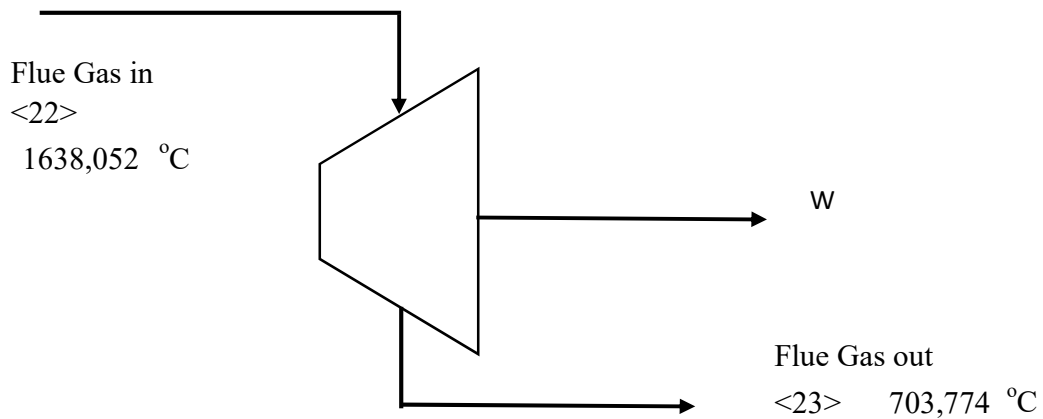
$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{out}} &= \Delta H_{\text{syngas}} + Q_{\text{loss}} \\ &= 5, \text{E}+11 + 1,36 \text{E}+11 \\ &= 6, \text{E}+11 \text{ Joule} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H &= \Delta H_{\text{in}} + \Delta H_{\text{Reaksi Total}} + \Delta H_{\text{out}} \\ &= 1,82 \text{E}+11 + -4,55 \text{E}+11 + 6,4, \text{E}+11 \\ &= 0,00 \text{E}+00 \text{ Joule} \end{aligned}$$

**Tabel B.8** Neraca Energi Combustion Chamber

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<19>	43647568	<22>	501111714
<21>	138489309	Reaksi	-455164658
		Qloss	136189821
<b>Total</b>	<b>182136877</b>	<b>Total</b>	<b>182136877</b>

### B.9. Gas Turbin (N-320)



$$T_{in} = 1638,052 \text{ } ^\circ\text{C} = 1911,202 \text{ K}$$

$$P_{in} = 30 \text{ bar}$$

keterangan:

efisiensi electric ( $\eta_{el}$ )	=	0,9
efisiensi turbin ( $\eta_t$ )	=	0,98
expansion ratio $\beta_e$	=	20
efisiensi turbin isentropis ( $\eta_{tis}$ )	=	0,85
konstanta ( $k=C_p/C_v$ )	=	1,4

mencari  $T_2$  isentropis

$$T_{2is} = T_1 \left( \frac{1}{\beta_e} \right)^{\frac{k-1}{k}}$$

$$T_{2is} = 812,0517 \text{ K}$$

Mencari  $T_2$  sebenarnya

$$T_2 = T_1 - (\eta_{tis}(T_1 - T_{2is}))$$

$$T_2 = 976,9242 \text{ K}$$

$$= 703,7742 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$P_{out} = 1,5 \text{ bar}$$

Flue Gas			
Komponen	BM	Kgmol	Fraksi mol
C	12	0	0,0000
N <sub>2</sub>	28	7652,699	0,7024
H <sub>2</sub>	2	118,6125	0,0109
O <sub>2</sub>	32	1009,043	0,0926
CO	28	92,69618	0,0085
CO <sub>2</sub>	44	908,1788	0,0834
H <sub>2</sub> O	18	1110,722	0,1020
CH <sub>4</sub>	16	2,40051	0,0002
Total		10894,35	1,0000

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

Heat Capacities	A	B	C	D	
C	11,18	0,011	-489100	0	K
N <sub>2</sub>	29	0,0022	5,723E-06	-3E-09	C
H <sub>2</sub>	28,84	8E-05	3,288E-06	-9E-10	C
O <sub>2</sub>	29,1	0,0116	-6,076E-06	1,3E-09	C
CO	28,95	0,0041	3,548E-06	-2E-09	C
CO <sub>2</sub>	36,11	0,0423	-2,887E-05	7,5E-09	C
H <sub>2</sub> O	33,46	0,0069	7,604E-06	-4E-09	C
CH <sub>4</sub>	34,31	0,0547	3,661E-06	-1E-08	C

(Appendix G Himmelblau Ed. 8)

*Flue Gas in*

$$T_{out} = 1638,1 \text{ } ^\circ\text{C} = 1911,2 \text{ K} \quad T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

Komposisi	Fraksi Mol	CpA	
C	0,0000	0,00	J/gmol
N <sub>2</sub>	0,7024	37191,10	J/gmol
H <sub>2</sub>	0,0109	490,56	J/gmol
O <sub>2</sub>	0,0926	6004,76	J/gmol
CO <sub>2</sub>	0,0085	410,24	J/gmol
CO	0,0834	10708,64	J/gmol
H <sub>2</sub> O	0,1020	5784,22	J/gmol
CH <sub>4</sub>	0,0002	24,00	J/gmol
Total	1,0000	60614	J/gmol

$$\Delta H \text{ flue gas in} = 7,924 \times 10^{11} \text{ Joule}$$

Flue Gas out

$$T_{out} = 703,77 \text{ } ^\circ\text{C} = 976,92 \text{ K} \quad T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

Komposisi	Fraksi Mol	CpA	
C	0,0000	0,00	J/gmol
N <sub>2</sub>	0,7024	31768,43	J/gmol
H <sub>2</sub>	0,0109	490,56	J/gmol
O <sub>2</sub>	0,0926	6004,76	J/gmol
CO <sub>2</sub>	0,0085	410,24	J/gmol
CO	0,0834	10708,64	J/gmol
H <sub>2</sub> O	0,1020	5784,22	J/gmol
CH <sub>4</sub>	0,0002	24,00	J/gmol
Total	1,0000	55191	J/gmol

$$\Delta H \text{ flue gas in} = 6,013, \text{E}+11 \text{ Joule}$$

$$\Delta H = 1,911, \text{E}+11 \text{ Joule/Jam}$$

$$= 5,310, \text{E}+07 \text{ Joule/s}$$

$$\text{the net mechanical power (Pu)} = 5,203, \text{E}+07 \text{ J/s}$$

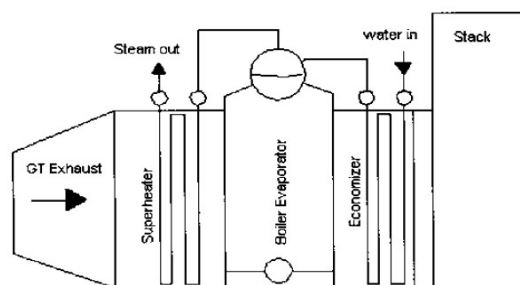
$$\text{the net electrical power} = 4,683, \text{E}+07 \text{ J/s} \quad 1,686, \text{E}+11$$

$$= 46,831 \text{ Mwatt}$$

**Tabel B.9 Neraca Energi Gas Turbin**

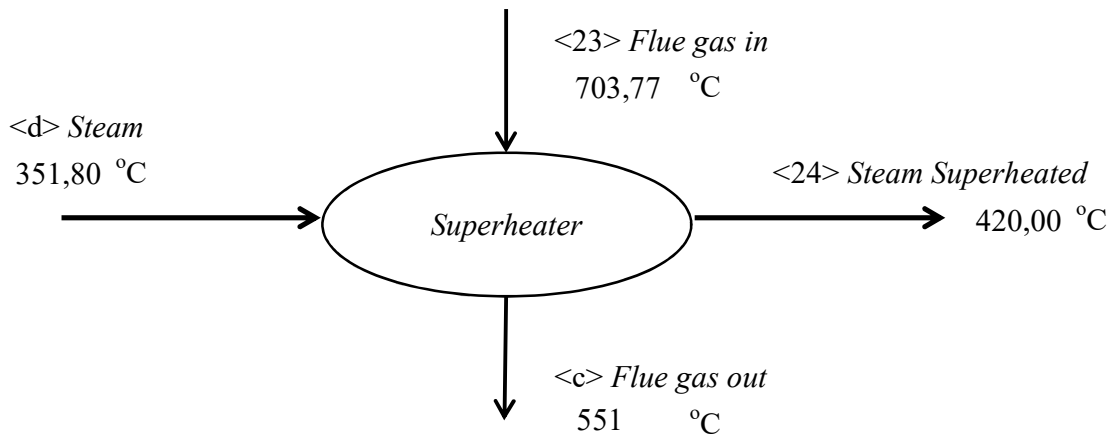
Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<22>	792414045853	<23>	601268594589
		Listrik	191145451264
<b>Total</b>	<b>792414045853</b>	<b>Total</b>	<b>792414045853</b>

### B.10. Heat Recovery Steam Generator (HRSG) (E-330)



**(Industrial Boilers and Heat Recovery Steam Generators Design, Applications, and Calculations)**

**Superheater**



Mencari Suhu  $T$  *flue gas* keluar aliran <e>

$$T_2 = T_1 - \frac{p}{\alpha \times P \times C} \times [(1-x)r + c(T-t)]$$

(Hugot, Hal 979)

- dimana  $T_2$  = Suhu *flue gas* keluar ( $^{\circ}\text{C}$ )  
 $T_1$  = Suhu *flue gas* masuk ( $^{\circ}\text{C}$ )  
 $p$  = Massa *steam* yang diubah menjadi *superheated* (kg/jam)  
 $\alpha$  = koefisien, umumnya 0.9  
 $P$  = Massa *flue gas* yang melewati *superheater* (kg/jam)  
 $C$  = *Specific heat flue gas* (kcal/kg)  
 $x$  = faktor pengeringan *saturated steam* (0.98)  
 $r$  = *Latent heat vaporisation* pada teknan boiler (kcal/kg)  
 $c$  = *mean specific heat superheated steam* (kcal/kg)  
 $t$  = Suhu *saturated steam* ( $^{\circ}\text{C}$ )  
 $T$  = Suhu *superheated steam* ( $^{\circ}\text{C}$ )

$$C = 0,27 + 6E-05 T_1 \quad \text{(Hugot, Hal 950)}$$

$$C = 0,31 \quad \text{kcal/kg}$$

$$c = 0,47 + 0,0003 t \quad \text{(Hugot, hal 979)}$$

$$c = 0,58$$

$r$  didapat dari tabel 41.1 Hugot pada  $P = 1 \text{ bar} = 1,01972 \text{ kg/cm}^2 = 504,6 \text{ kcal/kg}$

$$\begin{aligned} T_2 &= 704 - \frac{269280}{0,9 \times 309389 \times 0,31} \times (10,1) + 39,38 \\ &= 551 \quad ^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

Menghitung energi tiap aliran

$$\begin{aligned} \text{Energi aliran } <d> &= \text{massa } \textit{steam} \times C_p \times (T_d - T_{\text{reff}}) \\ &= 14960 \text{ kgmol/jam} \times 11454,9 \text{ kJ/kgmol} \\ &= 171365321,96 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Energi aliran } \langle 23 \rangle &= \text{massa } flue \text{ gas} \times C_p \times (T_b - T_{reff}) \\ &= 309389 \text{ kgmol/jam} \times 21845,0 \text{ kJ/kg} \\ &= 6758592996,74 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

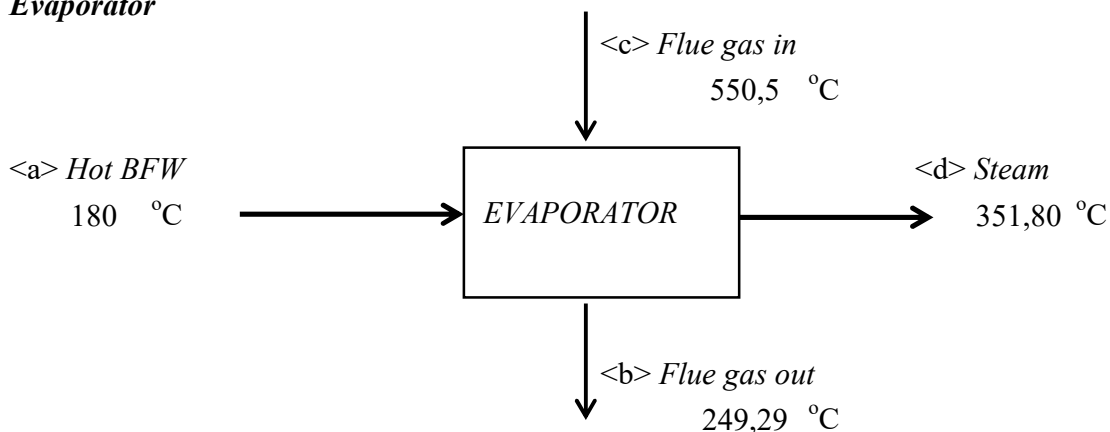
$$\begin{aligned} \text{Energi aliran } \langle c \rangle &= \text{massa } flue \text{ gas} \times C_p \times (T_e - T_{reff}) \\ &= 309389 \text{ kg/jam} \times 14473,6 \text{ kJ/kg} \\ &= 4477963006,31 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Energi aliran } \langle 24 \rangle &= \text{massa } steam \times C_p \times (T_{16} - T_{reff}) \\ &= 14960 \text{ kgmol/jam} \times 13981,2 \text{ kJ/kgmol} \\ &= 209158520,5 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

**Tabel B.10** Neraca Energi *Superheater*

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
$\langle 23 \rangle$	6758592996,7394	$\langle c \rangle$	4477963006,3138
$\langle d \rangle$	171365321,9580	$\langle 24 \rangle$	209158520,5365
		$Q_{Loss}$	2242836791,8472
<b>Total</b>	<b>6929958318,6975</b>	<b>Total</b>	<b>6929958318,6975</b>

**Evaporator**



$T_{reff} = 25^\circ\text{C}$

$$\begin{aligned} \text{Energi aliran } \langle a \rangle &= \text{massa BFW} \times C_p \times (T_c - T_{reff}) \\ &= 14960,02 \text{ kgmol/jam} \times 11884,7 \text{ kJ/kgmol} \\ &= 2,66\text{E}+08 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Energi aliran } \langle c \rangle &= \text{massa } flue \text{ gas} \times C_p \times (T_c - T_{reff}) \\ &= 309388,9 \text{ kg/jam} \times 14760,3 \text{ kJ/kg} \\ &= 4566668462 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Energi aliran } \langle b \rangle &= m_{flue \text{ gas}} \times C_p \times (T_b - T_{reff}) \\ &= 309388,9 \text{ kg/jam} \times 6129,827 \text{ kJ/kg} \\ &= 1896500666,18 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Energi aliran } \langle d \rangle &= \text{massa steam} \times C_p \text{ steam} \times (T_d - T_{\text{reff}}) \\
 &= 14960,02 \text{ kg/jam} \times 27613,75 \text{ kJ/kgmol} \\
 &= 1124207836 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{in}} &= Q_{\langle a \rangle} + Q_{\langle c \rangle} \\
 &= 4566668462 + 266465141,4 \text{ kJ/jam} \\
 &= 4833133603,32 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

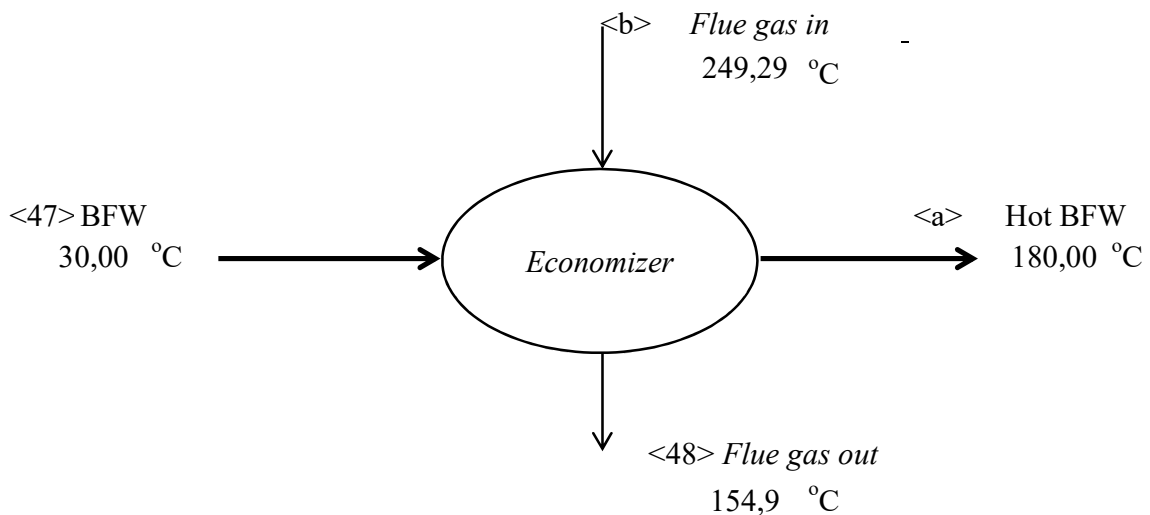
$$\begin{aligned}
 Q_{\text{out}} &= Q_{\langle b \rangle} + Q_{\langle d \rangle} \\
 &= 1896500666 + 1124207836 \text{ kJ/jam} \\
 &= 3020708502,08 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Untuk mencari  $T_{\text{flue gas}}$  keluar,  $Q_{\text{in}} = Q_{\text{out}}$ , Maka didapat  $T = 249,29 \text{ } ^\circ\text{C}$

**Tabel B.11** Neraca Energi *Evaporator*

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
$\langle a \rangle$	4566668461,92	$\langle b \rangle$	1896500666,18
$\langle c \rangle$	266465141,41	$\langle d \rangle$	1124207835,90
		Q loss	1812425101,25
<b>Total</b>	<b>4833133603,32</b>	<b>Total</b>	<b>4833133603,32</b>

### *Economizer*



$$T_{\text{reff}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{in BFW}} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} \quad T_{\text{out BFW}} = 180 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Energi yang dimiliki BFW pada stream } \langle 47 \rangle = 5605430,55 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Energi yang dimiliki BFW pada stream } \langle a \rangle = 177795610,39 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Energi yang dimiliki flue gas pada stream } \langle b \rangle = 1896500666 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Massa flue gas} = 309388,92 \text{ kg/jam}$$



$$\begin{aligned}
 Q_{in} &= Q_{<29>} + Q_{<b>} \\
 &= 5605430,55 + 1896500666,18 \text{ kJ/jam} \\
 &= 1902106096,73 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

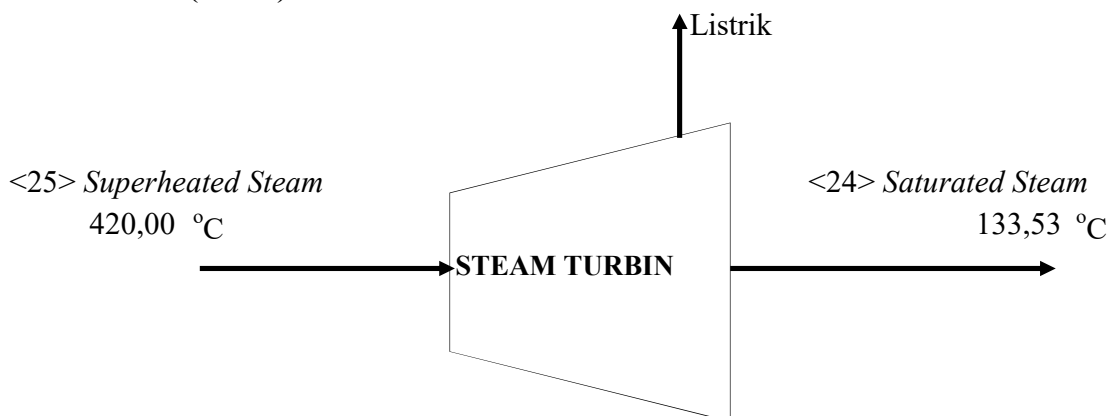
$$\begin{aligned}
 \text{Energi yang dimiliki } flue \text{ gas } \text{ keluar} &= \text{massa } flue \text{ gas} \times C_p \times (T_{17} - T_{reff}) \\
 \text{dengan } T_{reff} = 25^\circ\text{C} &= 309388,92 \times 3523,963073 \\
 &= 1090275121 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{out} &= Q_{<6>} + Q_{<a>} \\
 &= 1090275121 + 177795610 \text{ kJ/jam} \\
 &= 1268070731,16 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.12** Neraca Energi *Economizer*

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<47>	5605430,5537	<48>	1090275120,7670
<b>	1896500666,1793	<c>	177795610,3884
		Q loss	634035365,5777
<b>Total</b>	<b>1902106096,7330</b>	<b>Total</b>	<b>1902106096,7331</b>

### B.11. Turbin (N-340)



### Menghitung Energi yang dihasilkan turbin

#### Data

P Masuk Turbin ( $P_1$ )	= 165 bar
T Masuk Turbin ( $T_1$ )	= 420 °C
P Keluar Turbin ( $P_2$ )	= 3,00 bar
T Keluar Turbin ( $T_2$ )	= 134 °C
$\eta_t$	= 0,92

#### Perhitungan

$$\text{Pada } \eta \text{ isentropik } 100\% = S_1 = S_2$$

$$S_1 \text{ pada } T_1 \text{ dan } P_1 = 6,610 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}$$

$$H_1 \text{ pada } T_1 \text{ dan } P_1 = 3423,2 \text{ kJ/kg}$$

$$h_1 \text{ pada } T_2 \text{ dan } P_2 = 561,4 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned}
H_v \text{ pada } T_2 \text{ dan } P_2 &= 2724,7 \text{ kJ/kg} \\
S_1 \text{ pada } T_2 \text{ dan } P_2 &= 1,672 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C} \\
S_v \text{ pada } T_2 \text{ dan } P_2 &= 6,991 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
S_2 &= S_1 + x_2 (S_v - S_1) \\
x_2 &= (S_1 - S_2) / (S_v - S_1) \\
x_2 &= ( 6,610 - 1,67 ) / 6,99 - 1,67 ) \\
x_2 &= 0,9283 \text{ (steam quality vapor 0.9077 dan liquid 1 - 0.9077)}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
H_2 &= h_1 + x_2 (H_v - h_1) \\
H_2 &= 2569,5 \text{ kJ/Kg} \\
(\Delta H)_s &= H_2' - H_1 \\
(\Delta H)_s &= -853,68 \text{ kJ/kg} \\
(\Delta H) &= \eta ((\Delta H)_s) \\
&= -785,39 \text{ kJ/kg} \\
H_2 &= H_1 + (\Delta H) \\
&= 2637,81 \text{ kJ/Kg} \\
H_2 &= h_1 + x_{2\text{aktual}} (H_v - h_1) \\
2637,81 &= 561 + x_{2\text{aktual}} ( 2724,7 - 561 ) \\
x_{2\text{aktual}} &= 0,9599 \\
&\text{(steam quality vapor 0.9507 dan liquid 1 - 0.9507)} \\
S_2 &= S_2 (\text{liq}) + x_{2\text{aktual}} (S_2 (\text{vap}) - S_2 (\text{liq})) \\
S_2 &= 0,9145 \text{ kJ/kg K}
\end{aligned}$$

Energi yang dibangkitkan oleh turbin

$$\begin{aligned}
m &= \frac{W_s}{H_2 - H_1} \\
W_s &= m \cdot (H_2 - H_1) \\
&= -317234133,64 \text{ kJ} \\
-W_s &= 317234133,64 \text{ kJ} \\
-W_s &= 85653,2161 \text{ kW} \\
&= 85,65 \text{ MW}
\end{aligned}$$

efisiensi Turbin isentropik 100%

$$\eta = \frac{W_s}{W_s(\text{Isentropic})} = \frac{\Delta H}{(\Delta H)_s}$$

$$\eta = \frac{-785,39}{-853,68} \times 100 = 92 \%$$

Kebutuhan Steam Proses

$$\text{Kebutuhan Steam Turbin} = \frac{\text{Kebutuhan Steam proses}}{x_2}$$

$$269280 = \frac{\text{Kebutuhan Steam proses}}{0,9599}$$

$$\text{Kebutuhan Steam Proses} = 258469,10 \text{ kg steam}$$

$$\text{Energi dari steam superheated} = 209158520,54 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Energi yang digunakan untuk menghasilkan listrik :} \\ = 317.234.133,64 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Efisiensi *Steam Turbin* 92 %

berarti, nilai *Q Loss*

$$\begin{aligned} &= 8\% \text{ dari Energi yang masuk} \\ &= 8\% \times 209.158.520,5 \text{ kJ/jam} \\ &= 16.732.681,6 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Nilai Energi yang terdapat pada *waste steam* adalah

$$\begin{aligned} &= 209158520,54 - 317234133,6 - 16732681,64 \text{ kJ} \\ &= -124808294,75 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

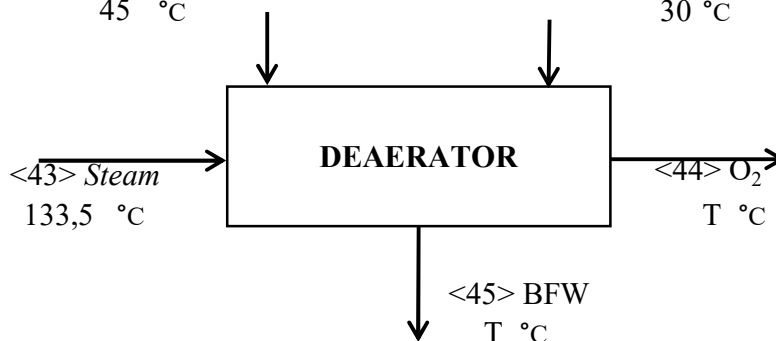
**Tabel B.13** Neraca Energi *Steam Turbine*

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<24>	209158520,537	Listrik	317234133,6413
		<25>	-124808294,7477
		<i>Q loss</i>	16732681,6429
<b>Total</b>	<b>209158520,537</b>	<b>Total</b>	<b>209158520,537</b>

### B.12. Deaerator (D-310)

<41> Kondensat dari  
Pabrik Gula  
45 °C

<34> Dari Anion Exchanger  
30 °C



$$T_{\text{reff}} = 25 \text{ °C}$$

$$Q = \text{massa steam} \times C_p \times (T_{42} - T_{\text{reff}})$$

$$\text{aliran} = 37699,3 \times 205,17$$

$$\text{<43>} = 7734687 \text{ kJ/hr}$$

$$Q = \text{massa kondensat} \times C_p \times (T_{38} - \text{Treff})$$

$$\text{aliran} = 188496 \times 36,85$$

$$\langle 41 \rangle = 6946592 \text{ kJ/hr}$$

$$Q = \text{massa demin water} \times C_p \times (T_{39} - \text{Treff})$$

$$\text{aliran} = 80784,12 \times 8,41$$

$$\langle 34 \rangle = 679753,5 \text{ kJ/hr}$$

$$Q_{in} = 15361032 \text{ kJ/hr}$$

$$Q = \text{massa Oksigen} \times C_p \times (T_{46} - \text{Treff})$$

$$\text{aliran} = 18850 \times 26,3784$$

$$\langle 44 \rangle = 497223 \text{ kJ/hr}$$

$$Q = \text{massa BFW} \times C_p \times (T_{43} - \text{Treff})$$

$$\text{aliran} = 269280,4 \times 55,19826$$

$$\langle 45 \rangle = 14863810 \text{ kJ/hr}$$

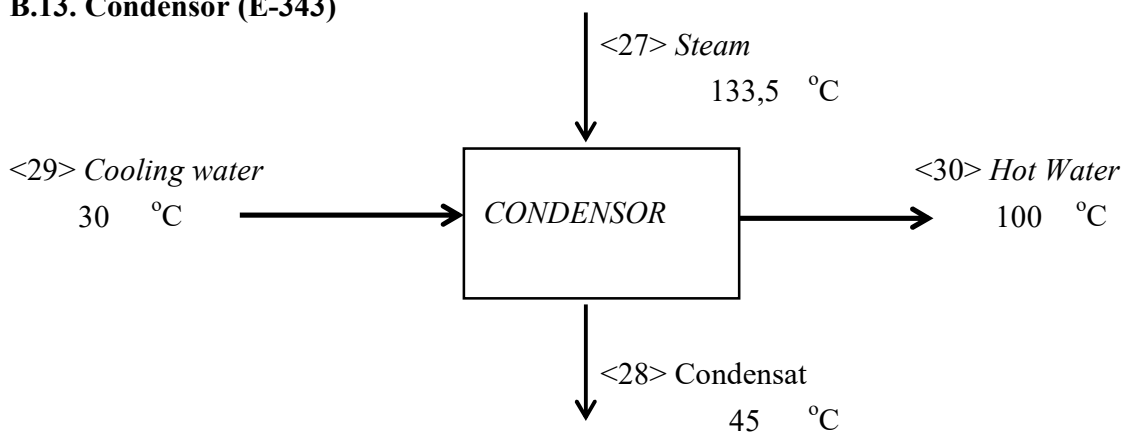
$$Q_{out} = 15361032 \text{ kJ/hr}$$

Untuk menghitung suhu aliran  $\langle 45 \rangle$  dan  $\langle 44 \rangle$   $Q_{in} = Q_{out}$ , didapat  $T = 53,57 \text{ } ^\circ\text{C}$

**Tabel B.13** Neraca Energi *Steam Turbine*

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
$\langle 43 \rangle$	7734687,1521	$\langle 44 \rangle$	497222,5019
$\langle 41 \rangle$	6946591,8075	$\langle 45 \rangle$	14863809,9305
$\langle 34 \rangle$	679753,4728		
<b>Total</b>	<b>15361032,4324</b>	<b>Total</b>	<b>15361032,4324</b>

### B.13. Condensator (E-343)



Treff = 25°C

$$\begin{aligned} \text{Energi aliran } \langle 29 \rangle &= \text{massa cooling water} \times C_p \times (T_c - \text{Treff}) \\ &= 89057,8 \text{ kmol/jam} \times 374,7 \text{ j/gmol} \\ &= 33369412 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Energi aliran } \langle 27 \rangle &= \text{massa Steam} \\ &= 258469,1 \text{ kg/jam} \times 2722,6 \text{ kJ/kg} \\ &= 703707980 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Energi aliran } \langle 30 \rangle &= \text{massa hot Water} \times C_p \times (T_b - T_{\text{Treff}}) \\ &= 89057,8 \text{ kmol/jam} \times 5671,634 \text{ kJ/kg} \\ &= 505103037 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Energi aliran } \langle 28 \rangle &= \text{massa Condensat} \times C_p \text{ steam} \times (T_d - T_{\text{Treff}}) \\ &= 258469,10 \text{ kg/jam} \times 554,8 \text{ kJ/kg} + 14359,39 \times 1502,1 \\ &= 164967319,6 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{in}} &= Q_{\langle a \rangle} + Q_{\langle c \rangle} \\ &= 703707980 + 33369412 \text{ kJ/jam} \\ &= 737077391,81 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

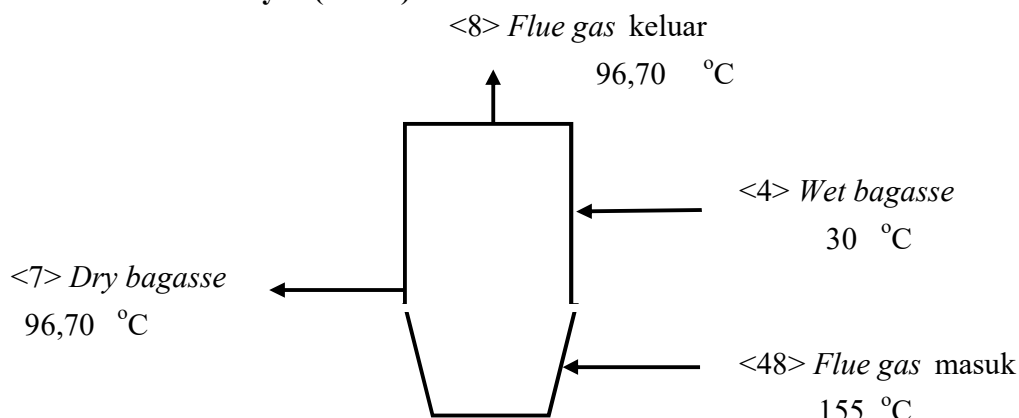
$$\begin{aligned} Q_{\text{out}} &= Q_{\langle b \rangle} + Q_{\langle d \rangle} \\ &= 505103036,6 + 164967319,6 \text{ kJ/jam} \\ &= 670070356 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

**Tabel B.15** Neraca Energi Condensor

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
$\langle 29 \rangle$	703707979,57	$\langle 30 \rangle$	505103036,63
$\langle 27 \rangle$	33369412,24	$\langle 28 \rangle$	164967319,55
		Q loss	67007035,62
<b>Total</b>	<b>737077391,81</b>	<b>Total</b>	<b>737077391,81</b>

## APPENDIKS B NERACA ENERGI ON SEASON

### B.1. Fluidized Bed Dryer (B-130)



Suhu *flue gas* masuk = 155 °C

Menghitung *Wet bulb temperature* ( $T_w$ ) :

Saat nilai RH	= 70 %	(untuk daerah Gempolkrep)
Udara pada $T_d$	= 155 °C	dan <i>Humidity</i> (H) = 1,240 kg H <sub>2</sub> O/ kg dry air
$T_w$	= 80 °C	("Humidity Chart")
H <sub>w</sub>	= 0,047	("Humidity Chart")

Keterangan :

$X_{in}$  = Kandungan *moisture* baggase masuk (kg H<sub>2</sub>O/kg dry baggase)

$X_{out}$  = Kandungan *moisture* baggase keluar (kg H<sub>2</sub>O/kg dry baggase)

$H_{in}$  = *Humidity* udara masuk *dryer*

Moisture Content : 5%

$X_{in} = (0.48 / (1 - 0.48)) = 1 \text{ kg H}_2\text{O/ kg dry baggase}$

$X_{out} = (0.05 / (1 - 0.05)) = 0,05 \text{ kg H}_2\text{O/ kg dry baggase}$

$H_{in} = 0,0691 \text{ kg H}_2\text{O/ kg flue gas}$

Laju alir dry baggase (F) = 28080 kg dry baggase/hr

Air yang terbawa *flue gas* = 23328,00 kg H<sub>2</sub>O/hr

Menghitung Laju Alir *Flue Gas* (G)

Kecepatan fluidisasi optimum untuk ukuran partikel rata-rata ±2.2 mm adalah 1.8 m/s.

(Polaco, 2013)

NTU = 1.5 to 2

(Mc Cabe, 4ed hal 743)

$$NTU = \ln \frac{T_G - T_w}{T_G - T_w}$$

(Mc Cabe, 4ed hal 794)

$$1,5 = \ln \frac{155 - 80}{T_{G2} - 80}$$

$$T_{G2} = 96,70 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Menghitung Humidity *Flue Gas* Keluar

$$F \times (X_{in} - X_{out}) = G \times (H_{out} - H_{in})$$

$$H_{out} = \frac{F}{G} (X_{in} - X_{out}) + H_{in}$$

$$H_{out} = \frac{28080,00}{100290} \times 0,95 + 0,069$$

$$H_{out} = 0,3343 \text{ kg H}_2\text{O/ kg flue gas}$$

Persamaan Neraca panas pada *fluidized bed dryer*

$$F \hat{H}_{sin} + G \hat{H}_{gin} + Q_h = F \hat{H}_{sout} + G \hat{H}_{gout} + Q_v \text{ (Arun, hal 192)}$$

$$\hat{H}_{sin} = (C_{ps} + X_{in} C_1) \times T_{sin}$$

$$\hat{H}_{sout} = (C_{ps} + X_{out} C_1) \times T_{sout}$$

$$\hat{H}_{gin} = (C_{pg} + H_{in} C_1) T_{gin} + Y_{in} \lambda$$

$$\hat{H}_{gout} = (C_{pg} + H_{out} C_1) T_{gout} + Y_{out} \lambda$$

Keterangan :

$$\hat{H}_{gin} = \text{Enthalpi flue gas masuk (kJ / kg flue gas)}$$

$$\hat{H}_{gout} = \text{Enthalpi flue gas keluar (kJ / kg flue gas)}$$

$$\hat{H}_{sin} = \text{Enthalpi solid (baggase) masuk (kJ / kg dry solid)}$$

$$\hat{H}_{sout} = \text{Enthalpi solid (baggase) keluar (kJ / kg dry solid)}$$

$$Q_h = \text{Laju panas input dari immersed tubes (0 kJ/kg)}$$

$$Q_w = \text{Laju heat loss dari dinding (0 kJ/kg)}$$

$$T_{sin} = \text{Suhu baggase masuk } ^\circ\text{C}$$

$$T_{sout} = \text{Suhu baggase keluar } ^\circ\text{C}$$

$$T_{gin} = \text{Suhu udara masuk } ^\circ\text{C}$$

$$T_{gout} = \text{Suhu udara keluar } ^\circ\text{C}$$

$$C_{ps} = \text{Specific heat baggase (1.0700 kJ/kg } ^\circ\text{C)}$$

$$C_{pg} = \text{Specific heat flue gas (kJ/kg } ^\circ\text{C)}$$

$$C_1 = \text{Specific heat liquid H}_2\text{O (4.2 kJ/kg } ^\circ\text{C)}$$

$$\lambda_0 = \text{Panas laten udara (2406.9 kJ/kg)}$$

$$C_{pg} = 1,005 + 1,88 H \quad \text{(Geankoplis, Pers. 9.3-6 hal 562)}$$

$$C_{pgin} = 1,005 + 1,88 \times 1,2401 = 3,3364 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}$$

$$C_{pgout} = 1,005 + 1,88 \times 0,3343 = 1,6336 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}$$

$$\hat{H}_{sin} = 1,07 + 1 \times 4,2 \times 30 = 158,1 \text{ kJ/kg dry solid}$$

$$\hat{H}_{sout} = 1,07 + 0,05 \times 4,2 \times 96,704 = 124,8 \text{ kJ/kg dry solid}$$

$$\hat{H}_{gin} = 3,3364 + 0,07 \times 4,2 \times 155 + 0,07 \times 2406,90$$

$$= 727,8958 \text{ kJ/kg flue gas}$$

$$\hat{H}_{gout} = 1,6336 + 0,33 \times 4,2 \times 97 + 0,33 \times 2406,90$$

$$= 1098,479 \text{ kJ/kg flue gas}$$

Persamaan Neraca Energi

$$F \hat{H}_{sin} + G \hat{H}_{gin} + Q_h = F \hat{H}_{sout} + G \hat{H}_{gout} + Q_w$$

$$28080 \times 158,10 + G \times 727,90 = 28080 \times 124,85 + G \times 1098$$

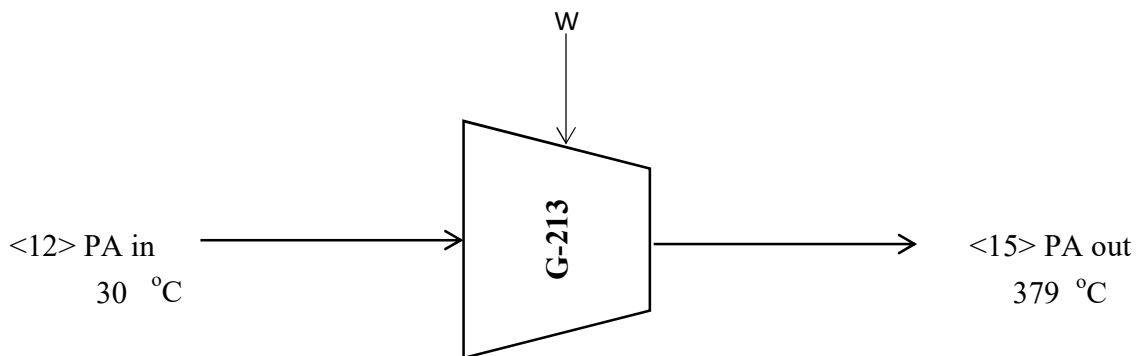
$$-370,6 G = -933661,7$$

$$G = 100290,12 \text{ kg/jam}$$

**Tabel B.1** Neraca Energi Fluidized Bed Dryer

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<4>	4439448,0000	<6>	3505786,2974
<48>	73000757,965	<8>	110166632,11
<b>Total</b>	<b>77440205,965</b>	<b>Total</b>	<b>77440205,97</b>

## B.2. Compressor (G-213)



$$P_{in} = 1,2 \text{ bar} \quad P_{out} = 30 \text{ bar}$$

$$T_{in} = 30 \text{ °C} = 303 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ °C} = 298 \text{ K}$$

$$P_{ref} = 1 \text{ atm} = 1,013 \text{ bar}$$

Komponen	Fraksi	Massa	Kgmol	Fraksi mol
N <sub>2</sub>	0,767	36096,05	1289	0,79
O <sub>2</sub>	0,233	10965,89	343	0,21
Total	1,000	47061,94	1632	1,00

### a. Energi Masuk

#### i. Menghitung H<sup>ig</sup>

$$\tau = 1,0168$$

$$R = 8,314 \text{ J/gmol.K}$$

Heat Capacities	A	B	C	D
N <sub>2</sub>	3,28	0,000593	0	4000,00
O <sub>2</sub>	3,639	0,000506	0	-22700,00

(Smith Van Ness Tabel C.1)



Komponen	$\langle C_p \rangle H$	$H^{ig}$	$H^{ig} \cdot \text{Fraksi}$
N <sub>2</sub>	29,120	145,601	115,024
O <sub>2</sub>	29,431	147,157	30,903
Total			145,927

J/gmol

### ii. Menghitung $H^R$

Properties of	$\omega$	Tc (K)	Pc (bar)	Tr	Pr
N <sub>2</sub>	0,0380	126,2	34,00	2,402	0,035
O <sub>2</sub>	0,0220	154,6	50,43	1,961	0,024

Properties of	B <sub>0</sub>	B <sub>1</sub>	dB <sub>0</sub> /dTr	dB <sub>1</sub> /dTr	$H^R/RT_c$
N <sub>2</sub>	-0,021	0,1347	0,07	0,008	-0,006
O <sub>2</sub>	-0,061	0,1288	0,12	0,022	-0,007

Komponen	$H^R \times \text{fraksi}$
N <sub>2</sub>	-5,339
O <sub>2</sub>	-1,854
Total	-7,19279

J/gmol

$$\begin{aligned}
 H_{in} &= H^{ig} + H^R \\
 &= 145,927 + -7,19279 \\
 &= 226391213,9 \text{ J} \\
 &= 226391,2 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

### b. Menghitung Tout

Kompresor bekerja secara isentropis. Isentropis berarti  $\Delta S = 0$

$$\Delta S = 0$$

$$\Delta S_{in} = \Delta S_{out}$$

#### i. Menghitung $\Delta S^{ig}$ pada aliran input

Komponen	$(C_p^{ig})_s/R$	$\Delta S^{ig}$	$\Delta S^{ig} \times \text{fraksi}$
N <sub>2</sub>	3,503	-0,924	-0,730
O <sub>2</sub>	3,540	-0,919	-0,193
Total			-0,923

$$\Delta S^{ig} = -1506263,2 \text{ J/K}$$

#### ii. Menghitung $S^R$ pada aliran input

Komponen	$S^R$	$S^R \times \text{fraksi}$
N <sub>2</sub>	-0,049	-0,039
O <sub>2</sub>	-0,046	-0,010
Total		-0,048

$$S^R = -78550,9979 \text{ J/K}$$

$$S_{in} = -1584814,19 \text{ J/K}$$

karena isentropis sehingga nilai entropi keluar sama dengan entropi masuk

$$S_{out} = -1584814,19 \text{ J/K}$$

Dari nilai  $\Delta S_{out}$  yang sudah diketahui, maka nilai  $T_{out}$  dapat dicari menggunakan persamaan(6.79) dan (5.18) Smith Van Ness 6ed dengan cara goal seek.

Dari hasil goal seek tersebut diperoleh nilai  $T_{out}$

$$T_{out} = 463 \text{ } ^\circ\text{C} = 736 \text{ K (goal seek)}$$

$$\tau = 2,4693$$

**i. Menghitung  $\Delta S^{ig}$  pada aliran output**

Komponen	$(C_p^{ig})_s/R$	$\Delta S^{ig}$	$\Delta S^{ig} \times \text{fraksi}$
N <sub>2</sub>	3,588	-1,204	-0,951
O <sub>2</sub>	3,766	0,133	0,028
Total			-0,923

$$\Delta S_{ig} = -1506263,2 \text{ J/K}$$

**ii. Menghitung  $S^R$  pada aliran output**

Komponen	$S^R$	$S^R \times \text{fraksi}$
N <sub>2</sub>	-0,049	-0,04
O <sub>2</sub>	-0,046	-0,01
Total		-0,05

$$S^R = -78550,9979 \text{ J/K}$$

$$S_{out} = -1584814,19 \text{ J/K}$$

$$\Delta S = 0 \text{ J/K}$$

**c. Energi Keluar (Isentropis)**

$$T_{out} = 463 \text{ } ^\circ\text{C} = 736 \text{ K}$$

$$P_{out} = 30 \text{ bar}$$

**i. Menghitung  $H^{ig}$**

$$\tau = 2,4693$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Heat Capacities	A	B	C	D
N <sub>2</sub>	3,28	0,000593	0	4000,00
O <sub>2</sub>	3,639	0,000506	0	-22700,00

(Smith Van Ness Tabel C.1)

Komponen	<Cp>H	H <sup>ig</sup>	H <sup>ig</sup> x fraksi
N <sub>2</sub>	29,971	13129,485	10372,293
O <sub>2</sub>	31,571	13830,107	2904,322
Total			13276,616

## ii. Menghitung H<sup>R</sup>

Properties of	ω	Tc (K)	Pc (bar)	Tr	Pr
N <sub>2</sub>	0,0380	126,2	34	5,834	0,882
O <sub>2</sub>	0,0220	154,6	50,43	4,762	0,595

Properties of	B <sub>0</sub>	B <sub>1</sub>	dB <sub>0</sub> /dTr	dB <sub>1</sub> /dTr	HR/RTc
N <sub>2</sub>	0,058	0,1389	0,01	0,000	0,020
O <sub>2</sub>	0,048	0,1388	0,01	0,000	-0,003

Komponen	H <sup>R</sup> x fraksi
N <sub>2</sub>	16,818
O <sub>2</sub>	-0,687
Total	16,131

J/gmol

$$\begin{aligned}
 H \text{ udara out} &= H^{\text{ig}} + H^{\text{R}} \\
 &= 13276,616 + 16,131 \\
 &= 2,17\text{E}+10 \text{ J}
 \end{aligned}$$

## d. Kerja Kompresor

Asumsi: h = 80%

$$\begin{aligned}
 H_{\text{in}} + W_{\text{is}} &= H_{\text{out}} \\
 2,26\text{E}+08 + W_{\text{is}} &= 2\text{E}+10 \\
 W_{\text{is}} &= 2,15\text{E}+10 \text{ J}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_{\text{kompresor}} &= 1,72\text{E}+10 \text{ J} \\
 W_{\text{kompresor}} &= 17172077 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

## e. Menghitung T<sub>2</sub> sebenarnya

$$\begin{aligned}
 H_{\text{in}} + W_{\text{kompresor}} &= H_{\text{out}} \\
 2,26\text{E}+08 + 1,72\text{E}+10 &= H_{\text{out}} \\
 H_{\text{out}} &= 1,74\text{E}+10 \text{ Joule}
 \end{aligned}$$

$$T = 379 \text{ }^{\circ}\text{C} = 652 \text{ K}$$

$$P_{out} = 30 \text{ bar}$$

### i. Menghitung $H^{ig}$

$$\tau = 2,1878$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Heat Capacities	A	B	C	D
N <sub>2</sub>	3,28	0,000593	0	4000,00
O <sub>2</sub>	3,639	0,000506	0	-22700,00

(Smith Van Ness Tabel C.1)

Komponen	$\langle C_p \rangle_H$	$H^{ig}$	$H^{ig} \times \text{Fraksi}$
N <sub>2</sub>	29,784	10547,604	8332,607
O <sub>2</sub>	31,283	11078,659	2326,518
Total			10659,125

### ii. Menghitung $H^R$

Properties of	$\omega$	Tc (K)	Pc (bar)	Tr	Pr
N <sub>2</sub>	0,0380	126,2	34	5,169	0,882
O <sub>2</sub>	0,0220	154,6	50,43	4,219	0,595

Properties of	Bo	B1	dBo/dTr	dB1/dTr	HR/RTc
N <sub>2</sub>	0,053	0,1388	0,01	0,000	0,008
O <sub>2</sub>	0,041	0,1386	0,02	0,000	-0,014

Komponen	$H^R \times \text{fraksi}$
N <sub>2</sub>	6,608
O <sub>2</sub>	-3,789
Total	2,819

J/gmol

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{Syn Gas out}} &= H^{ig} + H^R \\ &= 10659,125 + 2,819 \\ &= 17398467,720 \text{ Joule} \\ &= 17398467,72 \text{ kJ} \end{aligned}$$

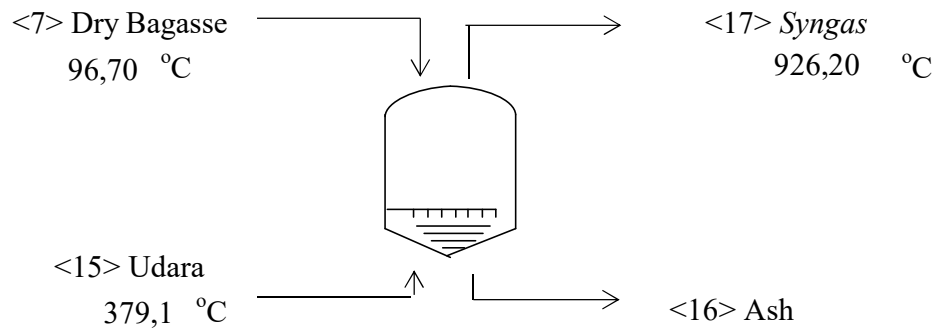
$$\text{Selisih} = 0$$

Jadi dari trial (Goal Seek) diperoleh nilai  $T_2$  sebenarnya sebesar = 379,138 °C

**Tabel B.2** Neraca Energi Kompresor

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<12>	226391,21	<15>	17398467,72
W	17172076,5063		
<b>Total</b>	<b>17398467,72</b>	<b>Total</b>	<b>17398467,72</b>

### B.3. Gasifier (R-210)



#### a. Energi Masuk

##### i. Bagasse

$$T = 96,70 \text{ } ^\circ\text{C} = 370 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ bar}$$

$$T_{\text{ref}} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$P_{\text{ref}} = 1 \text{ bar}$$

Komponen	Massa (kg)	Kgmol	Fraksi mol
C	12327,522	1027,3	0,383
N <sub>2</sub>	167,374	5,9776	0,002
H <sub>2</sub>	2175,442	1087,7	0,405
O <sub>2</sub>	13220,053	413,13	0,154
CO	0,000	0	0,000
CO <sub>2</sub>	0,000	0	0,000
Ash	178,377	2,973	0,001
H <sub>2</sub> O	2643,840	146,88	0,055
CH <sub>4</sub>	0,000	0	0,000
Tar	0,000	0	0,000
Char	0,000	0	0,000
Total	30712,608	2684	1,000

$$\text{Specific heat capacity bagasse} = 0,46 \text{ kJ/Kg.K}$$

$$m_{\text{bagasse}} = 30712,6 \text{ kg}$$

$$\text{Entalpi Bagasse} = 942380,5932 \text{ kJ}$$

$$= 942380593,2 \text{ J}$$

##### ii. Udara

Energi udara masuk ke *gasifier* sama dengan energi udara keluar dari kompressor.

$$T = 379 \text{ } ^\circ\text{C} = 652 \text{ K}$$

$$P = 30 \text{ bar}$$

Komponen	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)	Energi (J)
Udara	1	1631,8	47061,943	17398467720

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{in}} &= \Delta H_{\text{bagasse}} + \Delta H_{\text{udara}} \\ &= 942380593,2 + 17398467720 \\ &= 18340848313 \text{ J} \end{aligned}$$

**b. Energi Reaksi****Reaksi <1>**

Stoikiometri :	C	+	0.5O <sub>2</sub>	<--->	CO	
mula :	358,0					kgmol
bereaksi :	358,0		179,0159		358,0	kgmol
	<hr/>					
					358,0	kgmol
					358,0	kgmol
					358,0	kgmol

**Menghitung ΔH<sub>298</sub>**

Komponen	ΔH <sub>298</sub>	ΔH <sub>f298</sub> *mol
C	0	0
O <sub>2</sub>	0	0
CO	-110525	-3,96E+10
Total		-3,96E+10

$$\Delta H_{\text{Reaksi 1}} = -3,957E+10 \text{ J}$$

**Reaksi <2>**

Stoikiometri :	C	+	O <sub>2</sub>	<--->	CO <sub>2</sub>	
mula :	263,3		576,5779			kgmol
bereaksi :	263,3		263,3335		263,3	kgmol
	<hr/>					
					263,3	kgmol
					263,3	kgmol
					263,3	kgmol

**Menghitung ΔH<sub>298</sub>**

Komponen	ΔH <sub>298</sub>	ΔH <sub>f298</sub> *mol
C	0	0
O <sub>2</sub>	0	0
CO <sub>2</sub>	-393509	-1,04E+11
Total		-1,04E+11

$$\Delta H_{\text{Reaksi 2}} = -1,036E+11 \text{ J}$$

**Reaksi <3>**

Stoikiometri :	C	+	2H <sub>2</sub>	<--->	CH <sub>4</sub>	
mula :	24,110		1087,255			kgmol
bereaksi :	24,005		48,0102		24,005	kgmol
	<hr/>					
					24,005	kgmol
					24,005	kgmol
					24,005	kgmol

**Menghitung ΔH<sub>298</sub>**

Komponen	ΔH <sub>298</sub>	ΔH <sub>f298</sub> *mol
C	0	0
H <sub>2</sub>	0	0
CH <sub>4</sub>	-74520	-1,79E+09
Total		-1,79E+09

$$\Delta H_{\text{Reaksi 3}} = -1,789E+09 \text{ J}$$

**Reaksi <4>**

Stoikiometri :	CO	+	H <sub>2</sub> O	<--->	CO <sub>2</sub>	+	H <sub>2</sub>	
mula :	358,0		1,2					kgmol
bereaksi :	1,2		1,2		1,2		1,2	kgmol
sisa :	356,8		0,0		1,2		1,2	kgmol

**Menghitung  $\Delta H_{298}$** 

Komponen	$\Delta H_{298}$	$\Delta H_{f298}^*$ mol
CO	-110525	-1,34E+08
H <sub>2</sub> O	-241818	-2,93E+08
CO <sub>2</sub>	-393509	-4,77E+08
H <sub>2</sub>	0	0
Total		-4,99E+07

$$\Delta H_{\text{Reaksi 4}} = -4,99E+07 \text{ J}$$

**Reaksi <5>**

Stoikiometri :	C	+	H <sub>2</sub> O	<--->	CO	+	H <sub>2</sub>	
mula :	358,2		145,67					kgmol
bereaksi :	145,67		145,67		145,67		145,67	kgmol
sisa :	212,57		0,00		145,67		145,67	kgmol

**Menghitung  $\Delta H_{298}$** 

Komponen	$\Delta H_{298}$	$\Delta H_{f298}^*$ mol
C	0	0
H <sub>2</sub> O	-241818	-3,52E+10
CO	-110525	-1,61E+10
H <sub>2</sub>	0	0
Total		1,91E+10

$$\Delta H_{\text{Reaksi 5}} = 1,91E+10 \text{ J}$$

**Reaksi <6>**

Stoikiometri :	C	+	CO <sub>2</sub>	<--->	2CO	
mula :	212,57		264,55			kgmol
bereaksi :	212,24		212,24		424,5	kgmol
sisa :	0,34		52,31		424,5	kgmol

**Menghitung  $\Delta H_{298}$** 

Komponen	$\Delta H_{298}$	$\Delta H_{f298}^*$ mol
C	0	0
CO <sub>2</sub>	-393509	-8,35E+10
CO	-110525	-4,69E+10
Total		3,66E+10

$$\Delta H_{\text{Reaksi 6}} = 3,66\text{E}+10 \text{ J}$$

$$\Delta H_{\text{Reaksi total}} = -8,93\text{E}+10 \text{ J}$$

### c. Energi Keluar

#### i. Syn Gas

$$T = 926 \text{ }^{\circ}\text{C} = 1199,4 \text{ K}$$

$$P = 30 \text{ bar}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

Komponen	dari gasifier		
	Fraksi mol	kgmol	massa (kg)
C	0,00	0,0	0,00
N <sub>2</sub>	0,34	1295,1	36263,43
H <sub>2</sub>	0,31	1186,1	2372,25
O <sub>2</sub>	0,08	313,2	10023,82
CO	0,24	927,0	25954,93
CO <sub>2</sub>	0,01	52,3	2301,58
H <sub>2</sub> O	0,00	0,0	0,00
CH <sub>4</sub>	0,01	24,0	384,08
Tar	0,00	12,2	164,95
Char	0,00	10,7	128,36
Total	1,00	3820,7	77593,39

$$t = 4,0226$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Heat Capacities	A	B	C	D
C	1,771	0,0008	0	-86700
N <sub>2</sub>	3,28	0,0006	0	4000
H <sub>2</sub>	3,249	0,0004	0	8300
O <sub>2</sub>	3,639	0,0005	0	-22700
CO	3,376	0,0006	0	-3100
CO <sub>2</sub>	5,457	0,001	0	-115700
H <sub>2</sub> O	3,47	0,0015	0	12100
CH <sub>4</sub>	1,702	0,0091	-2E-06	0



Komponen	(Cp)H	H <sup>ig</sup>	H <sup>ig</sup> x Fraksi
C	17,508	15778,1	0
N <sub>2</sub>	31,054	27986,28	9486,71979
H <sub>2</sub>	29,832	26884,79	8346,36175
O <sub>2</sub>	32,877	29628,59	2429,15015
CO	31,463	28354,84	6879,37674
CO <sub>2</sub>	49,185	44325,3	606,854051
H <sub>2</sub> O	38,157	34387,43	0
CH <sub>4</sub>	59,376	53510,17	336,201702
Char	17,508	15778,1	44,1728162
Total			28084,6642 J/mol

Komponen	(Cp)H	H <sup>ig</sup>	H <sup>ig</sup> x massa
Tar	1,470	1324,766	698326,983 J

cp dalam KJ/Kg K

$$\Delta H_{\text{Syn Gas out}} = 1,07303\text{E}+11 \text{ Joule}$$

$$\text{asumsi n} = 80\%$$

$$\Delta H_{\text{Syn Gas out}} = 85842425963 \text{ Joule}$$

$$Q_{\text{loss}} = 21460606491 \text{ Joule}$$

## ii. Ash + C

$$T = 926 \text{ }^{\circ}\text{C} = 1199,4 \text{ K}$$

$$P = 30 \text{ bar}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

Komponen	Fraksi mol	kgmol	Massa (kg)
C	0,10	0,34	4,04
Ash	0,90	2,97	178,38
Total	1,00	3,31	178,38

Komponen	(Cp)H	H <sup>ig</sup>	H <sup>ig</sup> x Fraksi
C	17,508	15778,1	1603,7475 J/mol

Komponen	Cp	H <sup>ig</sup>	H <sup>ig</sup> x massa
Ash	1,996045	1799	3,21,E+08 J

$$\Delta H_{\text{Ash+C}} = 3, \text{E}+08 \text{ Joule}$$

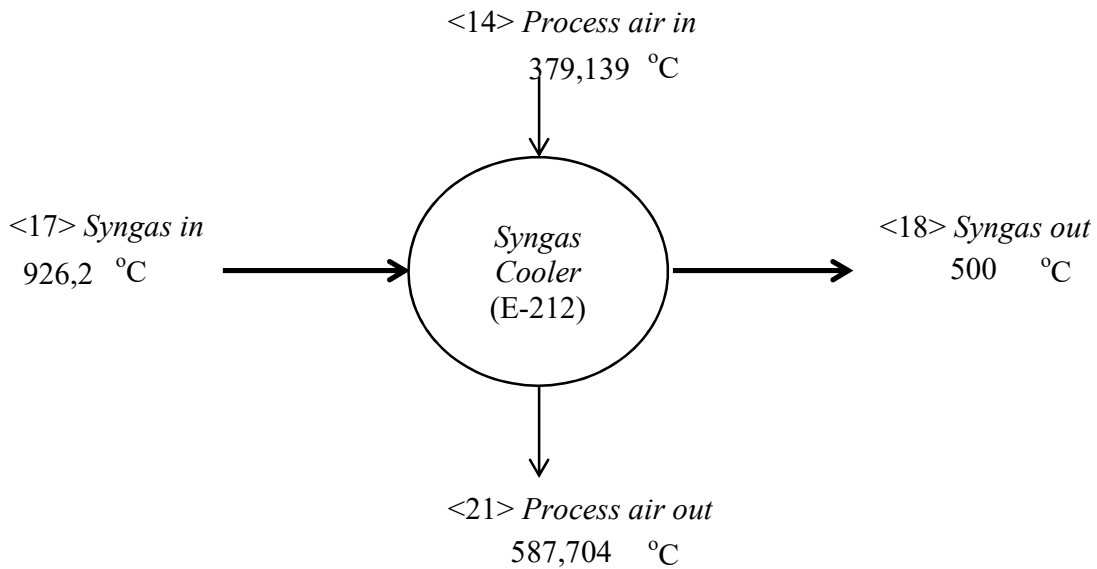
$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{out}} &= \Delta H_{\text{syngas}} + \Delta H_{(\text{Ash+C})} + Q_{\text{loss}} \\ &= 8,58\text{E}+10 + 3,21\text{E}+08 + 21460606491 \\ &= 1,0762\text{E}+11 \text{ Joule} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H &= \Delta H_{\text{in}} + \Delta H_{\text{Reaksi Total}} + \Delta H_{\text{out}} \\ &= 1,83\text{E}+10 + -8,93\text{E}+10 + 1,1, \text{E}+11 \\ &= 2,39\text{E}+07 \text{ Joule} \end{aligned}$$

**Tabel B.3 Neraca Energi Gasifier**

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<7>	942380,5932	<17>	85842426
<15>	17398467,720	<16>	320872,05
		Reaksi	-89306962,4444
		Qloss	21460606,4908
<b>Total</b>	<b>18340848,3134</b>	<b>Total</b>	<b>18340848,3134</b>

**B.4. Syngas Cooler (E-212)**



Tref = 25 °C 298 K

Heat Capacities	A	B	C	D	
C	11,18	0,011	-489100	0	K
N <sub>2</sub>	29	0,0022	5,723E-06	-3E-09	C
H <sub>2</sub>	28,84	8E-05	3,288E-06	-9E-10	C
O <sub>2</sub>	29,1	0,0116	-6,076E-06	1,3E-09	C
CO	28,95	0,0041	3,548E-06	-2E-09	C
CO <sub>2</sub>	36,11	0,0423	-2,887E-05	7,5E-09	C
H <sub>2</sub> O	33,46	0,0069	7,604E-06	-4E-09	C
CH <sub>4</sub>	34,31	0,0547	3,661E-06	-1E-08	C

(Appendix G Himmelblau Ed. 8)

Komponen yang masuk ke syn gas cooler = Komponen yang keluar dari syngas cooler

Komponen	<17> = <18>			<14> = <20>	
	BM	Kgmol	Fraksi mol	Kgmol	Fraksi mol
C	12	0,0	0,0	0,0	0,000
N <sub>2</sub>	28	1295,1	0,3	6357,6	0,790
H <sub>2</sub>	2	1186,1	0,3	0,0	0,000
O <sub>2</sub>	32	313,2	0,1	1689,9	0,210
CO	28	927,0	0,2	0,0	0,000
CO <sub>2</sub>	44	52,3	0,0	0,0	0,000
H <sub>2</sub> O	18	0,0	0,0	0,0	0,000
CH <sub>4</sub>	16	24,0	0,0	0,0	0,000
Tar	14	11,8	0,0	0,0	0,000
Char	12	10,7	0,0	0,0	0,000
Total		3820,2	1,0	8047,5	1

### Perhitungan Cp

*Syngas in*

$$T_{in} = 926,2 \text{ } ^\circ\text{C} = 1199 \text{ K}$$

Komposisi	Fraksi Mol	CpA	
C	0,0000	0	J/gmol
N <sub>2</sub>	0,3390	9514,418	J/gmol
H <sub>2</sub>	0,3105	8300,545	J/gmol
O <sub>2</sub>	0,0820	2445,141	J/gmol
CO	0,2426	6886,884	J/gmol
CO <sub>2</sub>	0,0137	608,1192	J/gmol
H <sub>2</sub> O	0,0000	0	J/gmol
CH <sub>4</sub>	0,0063	334,9618	J/gmol
Tar	0,0031	4085,801	J/Kg
Char	0,0028	44,17776	J/gmol
Total	1,0000	28134,25	J/gmol

*Syngas out*

$$T_{out} = 500 \text{ } ^\circ\text{C} = 773,15 \text{ K}$$

Komposisi	Fraksi Mol	CpA	
C	0,0000	0,00	J/gmol
N <sub>2</sub>	0,3390	4828,51	J/gmol
H <sub>2</sub>	0,3105	4294,59	J/gmol
O <sub>2</sub>	0,0820	1232,70	J/gmol
CO <sub>2</sub>	0,2426	3488,46	J/gmol
CO	0,0137	292,25	J/gmol
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,00	J/gmol
CH <sub>4</sub>	0,0063	145,13	J/gmol
Tar	0,0031	2153,52	J/Kg
Char	0,0028	22,67	J/gmol
Total	1,0000	14304,3	J/gmol

*Process air in*

$$T_{in} = 379,14 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komposisi	Fraksi mol	CpA	
N <sub>2</sub>	0,79	8308,121	J/gmol
O <sub>2</sub>	0,21	2316,312	J/gmol
Total	1	10624,43	J/gmol

*Process air out*

$$T_{out} = 587,7 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komposisi	Fraksi mol	CpA	
N <sub>2</sub>	0,79	13429,43	
O <sub>2</sub>	0,21	3779,613	
Total	1	17209,04	

**Energi Masuk**

$$\begin{aligned} <21> \text{ Syngas in} &= 107822229,1 \quad \text{J} \\ &= 107822,2291 \quad \text{kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} <17> \text{ PA in} &= 85499834,23 \quad \text{J} \\ &= 85499,8 \quad \text{Kj/jam} \end{aligned}$$

---


$$\text{Total Entalpi Masuk} = 193322,1 \quad \text{kJ/jam}$$

**Energi Keluar**

$$\begin{aligned} <23> \text{ Syngas out} &= 54832754,18 \quad \text{J} \\ &= 54832,75418 \quad \text{kJ/jam} \end{aligned}$$

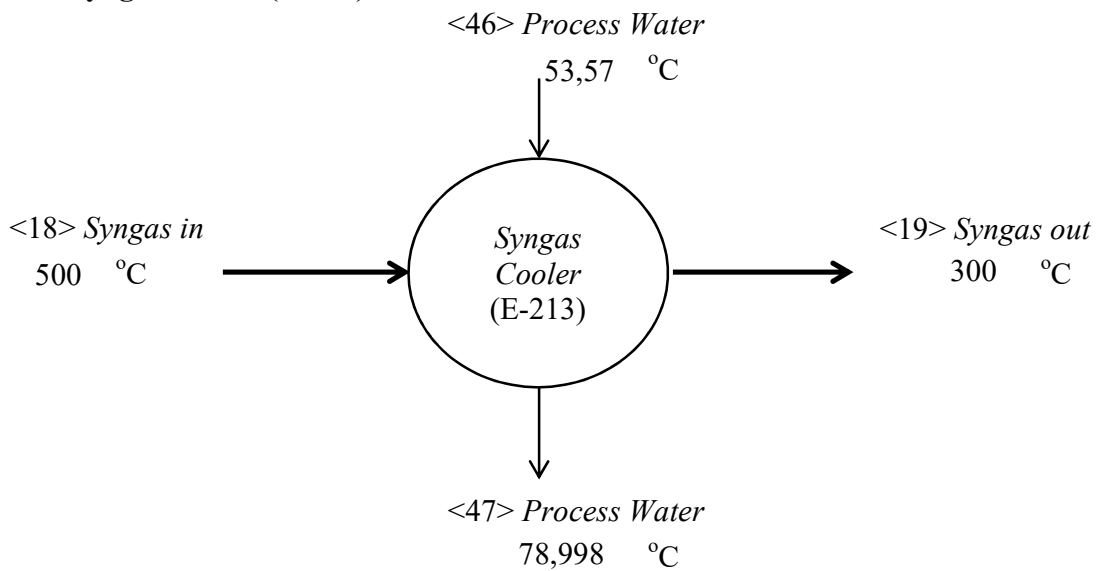
$$\begin{aligned} <24> \text{ PA out} &= 138489309,2 \quad \text{J} \\ &= 138489,3 \quad \text{kJ/jam} \end{aligned}$$

---


$$\text{Total Entalpi Keluar} = 193322,1$$

**Tabel B.4 Neraca Energi Syngas Cooler**

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<14>	107822,2291	<21>	54832,75
<17>	85499,834	<18>	138489,31
<b>Total</b>	<b>193322,06</b>	<b>Total</b>	<b>193322,06</b>

**B.5. Syngas Cooler (E-213)**

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad 298 \text{ K}$$

Heat Capacities	A	B	C	D	
C	11,18	0,011	-489100	0	K
N <sub>2</sub>	29	0,0022	5,723E-06	-3E-09	C
H <sub>2</sub>	28,84	8E-05	3,288E-06	-9E-10	C
O <sub>2</sub>	29,1	0,0116	-6,076E-06	1,3E-09	C
CO	28,95	0,0041	3,548E-06	-2E-09	C
CO <sub>2</sub>	36,11	0,0423	-2,887E-05	7,5E-09	C
H <sub>2</sub> O	33,46	0,0069	7,604E-06	-4E-09	C
CH <sub>4</sub>	34,31	0,0547	3,661E-06	-1E-08	C

(Appendix G Himmelblau Ed. 8)

Liquid

H <sub>2</sub> O	18,296	0,4721	-0,0013388	1,3E-06	K
------------------	--------	--------	------------	---------	---

Komponen yang masuk ke syn gas cooler = Komponen yang keluar dari syngas cooler

Komponen	<9> = <15>			<14> = <17>	
	BM	Kgmol	Fraksi mol	Kgmol	Fraksi mol
C	12	0,0000	0,0000	0,000	0,000
N <sub>2</sub>	28	1295,1224	0,3390	0,000	0,000
H <sub>2</sub>	2	1186,1253	0,3105	0,000	0,000
O <sub>2</sub>	32	313,2444	0,0820	0,000	0,000
CO	28	926,9618	0,2426	0,000	0,000
CO <sub>2</sub>	44	52,3085	0,0137	0,000	0,000
H <sub>2</sub> O	18	0,0000	0,0000	14960,022	1,000
CH <sub>4</sub>	16	24,0051	0,0063	0,000	0,000
Tar	14	11,7823	0,0031	0,000	0,000
Char	12	10,6965	0,0028	0,000	0,000
Total		3820,246	1,0000	14960,022	1,000

### Perhitungan Cp

Syngas in

$$T_{in} = 500 \text{ } ^\circ\text{C} = 773 \text{ K}$$

Komposisi	Fraksi Mol	CpA	
C	0,0000	0	J/gmol
N <sub>2</sub>	0,3390	4828,514	J/gmol
H <sub>2</sub>	0,3105	4291,624	J/gmol
O <sub>2</sub>	0,0820	1114,015	J/gmol
CO	0,2426	3363,804	J/gmol
CO <sub>2</sub>	0,0137	219,8032	J/gmol
H <sub>2</sub> O	0,0000	0	J/gmol
CH <sub>4</sub>	0,0063	102,1773	J/gmol
Tar	0,0031	2153,52	J/Kg
Char	0,0028	22,66984	J/gmol
Total	1,0000	13942,61	J/gmol

Syngas out

$$T_{out} = 300 \text{ } ^\circ\text{C} = 573,15 \text{ K}$$

Komposisi	Fraksi Mol	CpA	
C	0,0000	0,00	J/gmol
N <sub>2</sub>	0,3390	2752,44	J/gmol
H <sub>2</sub>	0,3105	2471,08	J/gmol
O <sub>2</sub>	0,0820	651,61	J/gmol
CO <sub>2</sub>	0,2426	1938,09	J/gmol
CO	0,0137	132,44	J/gmol
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,00	J/gmol
CH <sub>4</sub>	0,0063	59,25	J/gmol
Tar	0,0031	1246,78	J/Kg
Char	0,0028	12,28	J/gmol
Total	1,0000	8017,19	J/gmol

Water Process

$$T_{in} = 45 \text{ } ^\circ\text{C} = 318 \text{ K}$$

Komposisi	Fraksi mol	CpA	
H <sub>2</sub> O	1,000	1502,059	J/gmol
Total	1	1502,059	J/gmol

Water Process

$$T_{out} = 78,998 \text{ } ^\circ\text{C} = 352 \text{ K}$$

	Fraksi mol	CpA	
H <sub>2</sub> O	1	4072,951	
Total	1	4072,951	

### Energi Masuk

$$\begin{aligned} <18> \text{ Syngas in} &= 53099916,18 \text{ J} \\ &= 53099,91618 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} <46> \text{ Water in} &= 22470838,62 \text{ J} \\ &= 22470,8 \text{ KJ/jam} \end{aligned}$$

---


$$\text{Total Entalpi Masuk} = 75570,8 \text{ kJ/jam}$$

### Energi Keluar

$$\begin{aligned} <19> \text{ Syngas out} &= 30533197,17 \text{ J} \\ &= 30533,19717 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} <47> \text{ Water out} &= 60931439,1 \text{ J} \\ &= 60931,4 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

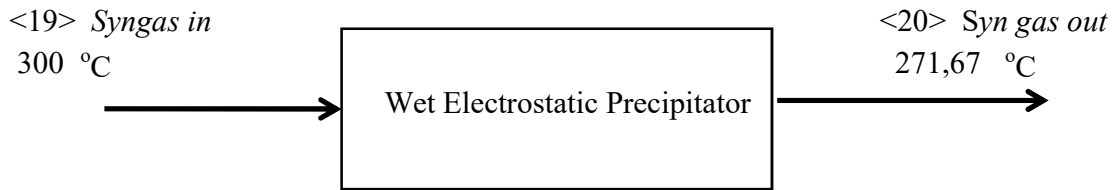
---


$$\text{Total Entalpi Keluar} = 91464,6$$

**Tabel B.5 Neraca Energi Syngas Cooler**

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<18>	53099,9162	<19>	30533,20
<46>	22470,839	<47>	60931,44
<b>Total</b>	<b>75570,75</b>	<b>Total</b>	<b>91464,64</b>

### B.6. Wet Electrostatic Precipitator (H-220 A/B)



Heat Capacities	A	B	C	D	
C	11,18	0,011	-489100	0	K
N <sub>2</sub>	29	0,0022	5,723E-06	-3E-09	C
H <sub>2</sub>	28,84	8E-05	3,288E-06	-9E-10	C
O <sub>2</sub>	29,1	0,0116	-6,076E-06	1,3E-09	C
CO	28,95	0,0041	3,548E-06	-2E-09	C
CO <sub>2</sub>	36,11	0,0423	-2,887E-05	7,5E-09	C
H <sub>2</sub> O	33,46	0,0069	7,604E-06	-4E-09	C
CH <sub>4</sub>	34,31	0,0547	3,661E-06	-1E-08	C

(Appendix G Himmelblau Ed. 8)

Komponen	< 19 >			< 20 >	
	BM	Kgmol	Fraksi mol	Kgmol	Fraksi mol
C	12	0,0	0,000	0,00	0,00
N <sub>2</sub>	28	1295,1	0,339	1295,12	0,34
H <sub>2</sub>	2	1186,1	0,310	1186,13	0,31
O <sub>2</sub>	32	313,2	0,082	313,24	0,08
CO	28	927,0	0,243	926,96	0,24
CO <sub>2</sub>	44	52,3	0,014	52,31	0,01
H <sub>2</sub> O	18	0,0	0,000	0,00	0,00
CH <sub>4</sub>	16	24,0	0,006	24,01	0,01
Tar	14	11,8	0,003	0,00	0,00
Char	12	10,7	0,003	0,00	0,00
Total		3820,2	1,000	3797,77	1,00

## Perhitungan Cp

*Syngas in*

$$T_{in} = 300,00 \text{ C} = 573 \text{ K}$$

Komposisi	Fraaksi Mol	CpA
C	0,0000	0,00
N <sub>2</sub>	0,3390	2752,44
H <sub>2</sub>	0,3105	2472,15
O <sub>2</sub>	0,0820	694,34
CO	0,2426	1982,97
CO <sub>2</sub>	0,0137	158,52
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,00
CH <sub>4</sub>	0,0063	74,71
Tar	0,0031	1246,78
Char	0,0028	12,28
Total	1,00	9394,19

*Syngas out*

$$T_{out} = 271,67 \text{ C} = 544,817 \text{ K}$$

Komposisi	Fraaksi Mol	CpA
C	0,00	0,00
N <sub>2</sub>	0,34	2464,00
H <sub>2</sub>	0,31	2216,06
O <sub>2</sub>	0,08	620,13
CO <sub>2</sub>	0,24	1774,23
CO	0,01	140,67
H <sub>2</sub> O	0,00	0,00
CH <sub>4</sub>	0,01	65,81
Tar	0,00	0,00
Char	0,00	0,00
Total	0,99	7280,89

$$T_{reff} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

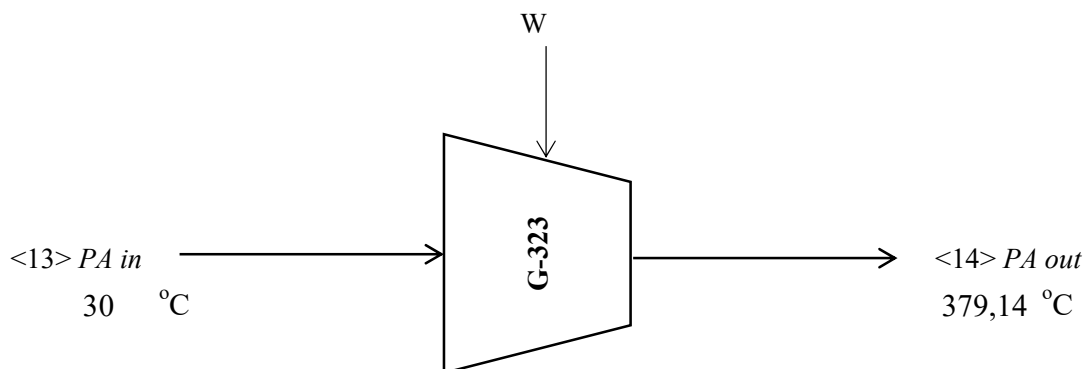
$$\begin{aligned} \text{Energi yang dimiliki } \textit{syn gas} \text{ aliran } \langle 19 \rangle &= \text{massa syngas} \times C_p \times (T_{17} - T_{reff}) \\ &= 77593,39 \times 9394,19 \\ &= 728927109,02 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Energi yang dimiliki } \textit{syn gas} \text{ aliran } \langle 20 \rangle &= \text{massa syngas} \times C_p \times (T_{17} - T_{reff}) \\ &= 77300,09 \times 7280,89 \\ &= 562813793,88 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

**Tabel B.6** Neraca Energi *Wet Electrostatic Presipitator*

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<19>	728927109,02	<20>	562813793,88
		<i>Q Loss</i>	166113315,15
<b>Total</b>	<b>728927109,02</b>	<b>Total</b>	<b>728927109,02</b>

## B.7. Compressor (G-323)





$$P_{in} = 1,2 \text{ bar} \quad P_{out} = 30 \text{ bar}$$

$$T_{in} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$P_{ref} = 1 \text{ atm} = 1,013 \text{ bar}$$

Komponen	Fraksi	Massa	kgmol	Fraksi mol
N <sub>2</sub>	0,767	178012,13	6358	0,79
O <sub>2</sub>	0,233	54076,7	1690	0,21
Total	1,000	232088,8	8047	1,00

### a. Energi Masuk

#### i. Menghitung H<sup>ig</sup>

$$\tau = 1,0168$$

$$R = 8,314 \text{ J/gmol.K}$$

Heat Capacities	A	B	C	D
N <sub>2</sub>	3,28	0,000593	0	4000,00
O <sub>2</sub>	3,639	0,000506	0	-22700,00

(Smith Van Ness Tabel C.1)

Komponen	<Cp>H	H <sup>ig</sup>	H <sup>ig</sup> x Fraksi
N <sub>2</sub>	29,120	145,601	115,026
O <sub>2</sub>	29,431	147,157	30,902
Total			145,927

J/gmol

#### ii. Menghitung H<sup>R</sup>

Properties of	$\omega$	Tc (K)	Pc (bar)	Tr	Pr
N <sub>2</sub>	0,0380	126,2	34,00	2,402	0,035
O <sub>2</sub>	0,0220	154,6	50,43	1,961	0,024

Properties of	B <sub>0</sub>	B <sub>1</sub>	dB <sub>0</sub> /dTr	dB <sub>1</sub> /dTr	HR/RTc
N <sub>2</sub>	-0,021	0,1347	0,07	0,008	-0,006
O <sub>2</sub>	-0,061	0,1288	0,12	0,022	-0,007

Komponen	H <sup>R</sup> *fraksi
N <sub>2</sub>	-5,339
O <sub>2</sub>	-1,854
Total	-7,19277

J/gmol

$$\begin{aligned} H_{in} &= H^{ig} + H^R \\ &= 145,927 + -7,192771 \\ &= 1116463468 \text{ J} \\ &= 1116463 \text{ kJ} \end{aligned}$$

## b. Menghitung Tout

Kompresor bekerja secara isentropis. Isentropis berarti  $\Delta S = 0$

$$\Delta S = 0$$

$$\Delta S_{in} = \Delta S_{out}$$

### i. Menghitung $\Delta S^{ig}$ pada aliran input

Komponen	$(C_p^{ig})_s/R$	$\Delta S_{ig}$	$\Delta S^{ig} \times \text{fraksi}$
N <sub>2</sub>	3,503	-0,924	-0,730
O <sub>2</sub>	3,540	-0,919	-0,193
Total			-0,923

$$\Delta S^{ig} = -7428238,19 \text{ J/K}$$

### ii. Menghitung $S^R$ pada aliran input

Komponen	$S^R$	$S^R \times \text{Fraksi}$
N <sub>2</sub>	-0,049	-0,039
O <sub>2</sub>	-0,046	-0,010
Total		-0,048

$$S^R = -387379,743 \text{ J/K}$$

$$S_{in} = -7815617,93 \text{ J/K}$$

karena isentropis sehingga nilai entropi keluar sama dengan entropi masuk

$$S_{out} = -7815617,93 \text{ J/K}$$

Dari nilai  $\Delta S_{out}$  yang sudah diketahui, maka nilai  $T_{out}$  dapat dicari menggunakan persamaan (6.79) dan (5.18) Smith Van Ness 6ed dengan cara goal seek.

Dari hasil goal seek tersebut diperoleh nilai  $T_{out}$

$$T_{out} = 463 \text{ }^\circ\text{C} = 736 \text{ K (goal seek)}$$

$$\tau = 2,4693$$

### i. Menghitung $\Delta S^{ig}$ pada aliran output

Komponen	$(C_p^{ig})_s/R$	$\Delta S^{ig}$	$\Delta S^{ig} \times \text{fraksi}$
N <sub>2</sub>	3,588	-1,20	-0,951
O <sub>2</sub>	3,766	0,13	0,028
Total			-0,923

$$\Delta S^{ig} = -7428238,19 \text{ J/K}$$

### ii. Menghitung $S^R$ pada aliran output

Komponen	$S^R$	$S^R \times \text{Fraksi}$
N <sub>2</sub>	-0,049	-0,04
O <sub>2</sub>	-0,046	-0,01
Total		-0,05

$$S^R = -387379,743 \text{ J/K}$$

$$S_{out} = -7815617,93 \text{ J/K}$$

$$\Delta S = 0 \text{ J/K}$$

**c. Energi Keluar (Isentropis)**

$$T_{out} = 463 \text{ }^\circ\text{C} = 736 \text{ K}$$

$$P_{out} = 30 \text{ bar}$$

**i. Menghitung  $H^{ig}$**

$$\tau = 2,4693$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Heat Capacities	A	B	C	D
N <sub>2</sub>	3,28	0,000593	0	4000,00
O <sub>2</sub>	3,639	0,000506	0	-22700,00

(Smith Van Ness Tabel C.1)

Komponen	<Cp>H	H <sup>ig</sup>	H <sup>ig</sup> x Fraksi
N <sub>2</sub>	29,971	13129,494	10372,419
O <sub>2</sub>	31,571	13830,116	2904,200
Total			13276,618

**ii. Menghitung  $H^R$**

Properties of	$\omega$	Tc (K)	Pc (bar)	Tr	Pr
N <sub>2</sub>	0,0380	126,2	34	5,834	0,882
O <sub>2</sub>	0,0220	154,6	50,43	4,762	0,595

Properties of	B <sub>0</sub>	B <sub>1</sub>	dB <sub>0</sub> /dTr	dB <sub>1</sub> /dTr	HR/RTc
N <sub>2</sub>	0,058	0,1389	0,01	0,000	0,020
O <sub>2</sub>	0,048	0,1388	0,01	0,000	-0,003

Komponen	H <sup>R</sup> x fraksi
N <sub>2</sub>	16,818
O <sub>2</sub>	-0,687
Total	16,131 J/gmol

$$\begin{aligned} \text{Hudara out} &= H^{ig} + H^R \\ &= 13276,618 + 16,131 \\ &= 1,07\text{E}+11 \text{ J} \end{aligned}$$

**d. Kerja Kompresor**

$$\text{Asumsi: } h = 80\%$$

$$\begin{aligned} H_{in} + W_{is} &= H_{out} \\ 1,12\text{E}+09 + W_{is} &= 1\text{E}+11 \\ W_{is} &= 1,06\text{E}+11 \text{ J} \end{aligned}$$

$$W_{\text{kompresor}} = 8,47E+10 \text{ J}$$

$$W_{\text{kompresor}} = 84685263 \text{ kJ}$$

**e. Menghitung  $T_2$  sebenarnya**

$$H_{\text{in}} + W_{\text{kompresor}} = H_{\text{out}}$$

$$1,12E+09 + 8,47E+10 = H_{\text{out}}$$

$$H_{\text{out}} = 8,58E+10 \text{ Joule}$$

$$T = 379 \text{ }^\circ\text{C} = 652 \text{ K}$$

$$P_{\text{out}} = 30 \text{ bar}$$

**i. Menghitung  $H^{\text{ig}}$**

$$\tau = 2,1878$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Heat Capacities	A	B	C	D
$N_2$	3,28	0,000593	0	4000,00
$O_2$	3,639	0,000506	0	-22700,00

Komponen	$\langle C_p \rangle_H$	$H^{\text{ig}}$	$H^{\text{ig}} \times \text{Fraksi}$
$N_2$	29,784	10547,611	8332,707
$O_2$	31,283	11078,666	2326,420
Total			10659,127

**ii. Menghitung  $H^{\text{R}}$**

Properties of	$\omega$	$T_c$ (K)	$P_c$ (bar)	$T_r$	$P_r$
$N_2$	0,0380	126,2	34	5,169	0,882
$O_2$	0,0220	154,6	50,43	4,219	0,595

Properties of	$B_0$	$B_1$	$dB_0/dT_r$	$dB_1/dT_r$	$H^{\text{R}}/RT_c$
$N_2$	0,053	0,1388	0,01	0,000	0,008
$O_2$	0,041	0,1386	0,02	0,000	-0,014

Komponen	$H^{\text{R}} \times \text{fraksi}$
$N_2$	6,608
$O_2$	-3,789
Total	2,819

J/gmol

$$\Delta H_{\text{Syn Gas out}} = H^{\text{ig}} + H^{\text{R}}$$

$$= 10659,127 + 2,819$$

$$= 85801726275 \text{ Joule}$$

$$= 85801726,28 \text{ kJ}$$

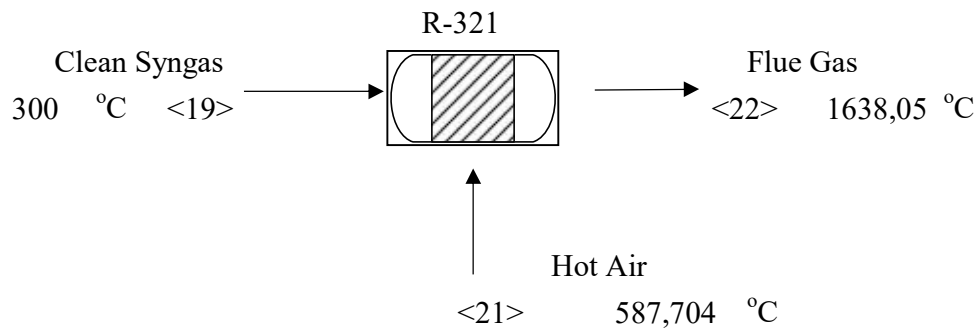
$$\text{Selisih} = 0$$

Jadi dari trial (Goal Seek) diperoleh nilai  $T_2$  sebenarnya sebesar 379,139 °C

**Tabel B.7 Neraca Energi Kompresor (G-312)**

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<13>	1116463,47	<14>	85801726,28
W	84685262,8070		
<b>Total</b>	<b>85801726,28</b>	<b>Total</b>	<b>85801726,28</b>

**B.8. Combustion Chamber**



Komponen	Syngas			udara	
	BM	Kgmol	Fraksi mol	Kgmol	Fraksi mol
C	12	0	0,0000	0,000	0,000
N <sub>2</sub>	28	1295,122	0,3410	6357,576	0,790
H <sub>2</sub>	2	1186,125	0,3123	0,000	0,000
O <sub>2</sub>	32	313,2444	0,0825	1689,897	0,210
CO	28	926,9618	0,2441	0,000	0,000
CO <sub>2</sub>	44	52,30853	0,0138	0,000	0,000
H <sub>2</sub> O	18	0	0,0000	0,000	0,000
CH <sub>4</sub>	16	24,0051	0,0063	0,000	0,000
<b>Total</b>		<b>3797,767</b>	<b>1,0000</b>	<b>8047,473</b>	<b>1</b>

Tref = 25 °C 298 K

Heat Capacities	A	B	C	D	
C	11,18	0,011	-489100	0	K
N <sub>2</sub>	29	0,0022	5,723E-06	-3E-09	C
H <sub>2</sub>	28,84	8E-05	3,288E-06	-9E-10	C
O <sub>2</sub>	29,1	0,0116	-6,076E-06	1,3E-09	C
CO	28,95	0,0041	3,548E-06	-2E-09	C
CO <sub>2</sub>	36,11	0,0423	-2,887E-05	7,5E-09	C
H <sub>2</sub> O	33,46	0,0069	7,604E-06	-4E-09	C
CH <sub>4</sub>	34,31	0,0547	3,661E-06	-1E-08	C

(Appendix G Himmelblau Ed. 8)

### c. Energi Masuk

#### i. Syn Gas

Syngas in

$$T_{out} = 300 \text{ } ^\circ\text{C} = 573,15 \text{ K}$$

$$T_{out} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

Komposisi	Fraksi Mol	CpA	
C	0,0000	0,00	J/gmol
N <sub>2</sub>	0,3410	4857,1	J/gmol
H <sub>2</sub>	0,3123	4320,0	J/gmol
O <sub>2</sub>	0,0825	1240,0	J/gmol
CO <sub>2</sub>	0,2441	3509,1	J/gmol
CO	0,0138	294,0	J/gmol
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0	J/gmol
CH <sub>4</sub>	0,0063	146,0	J/gmol
Total	1,0000	14366	J/gmol

$$\Delta H_{\text{Syn Gas in}} = 54559460047 \text{ Joule}$$

$$\text{asumsi n} = 80\%$$

$$\Delta H_{\text{Syn Gas in}} = 43647568038 \text{ Joule}$$

$$Q_{\text{loss}} = 10911892009 \text{ Joule}$$

#### ii. Udara masuk

Energi udara masuk ke combustor sama dengan energi udara keluar dari cooler

$$T = 587,704 \text{ } ^\circ\text{C} = 861 \text{ K}$$

$$P = 30 \text{ bar}$$

Komposisi	Fraksi mol	CpA
N <sub>2</sub>	0,790	13429,43
O <sub>2</sub>	0,210	3779,613
Total	1	17209,04

$$\Delta H_{\text{Air in}} = 1,38489\text{E}+11 \text{ Joule}$$

$$\Delta H_{\text{in}} = 1,82137\text{E}+11 \text{ Joule}$$

### B. Energi Reaksi

Reaksi <1>

konversi 90%

Stoikiometri :	CO	+	1/2O <sub>2</sub>	<---->	CO <sub>2</sub>
mula :	926,96		1469,385		kgmol
bereaksi :	834,27		417,13		834,266 kgmol
sisa :	92,696		1052,25		834,266 kgmol

**Menghitung  $\Delta H_{298}$** 

Komponen	$\Delta H_{298}$	$\Delta H_{f298}^*$ mol
CO	-110525	-9,22E+10
O <sub>2</sub>	0	0
CO <sub>2</sub>	-393509	-3,28E+11
Total		-2,36E+11

$$\Delta H_{\text{Reaksi 1}} = -2,361E+11 \text{ J}$$

**Reaksi <2>**

**konversi** 90%

Stoikiometri :	H <sub>2</sub>	+	1/2 O <sub>2</sub>	<--->	H <sub>2</sub> O	
mula :	1186,1		1469,38			kgmol
bereaksi :	1067,5		417,13		834,27	kgmol
sisa :	118,6		1052,25		834,27	kgmol

**Menghitung  $\Delta H_{298}$** 

Komponen	$\Delta H_{298}$	$\Delta H_{f298}^*$ mol
H <sub>2</sub>	0	0
O <sub>2</sub>	0	0
H <sub>2</sub> O	-241818	-2,02E+11
Total		-2,02E+11

$$\Delta H_{\text{Reaksi 2}} = -2,017E+11 \text{ J}$$

**Reaksi <3>**

**konversi** 90%

Stoikiometri :	CH <sub>4</sub>	+	2 O <sub>2</sub>	<--->	CO <sub>2</sub>	+	2 H <sub>2</sub> O	
mula :	24,01		1052,252					kgmol
bereaksi :	21,60		43,21		21,60	43		kgmol
sisa :	2,401		1009,043		21,60	43		kgmol

**Menghitung  $\Delta H_{298}$** 

Komponen	$\Delta H_{298}$	$\Delta H_{f298}^*$ mol
CH <sub>4</sub>	-74520	-1,61E+09
O <sub>2</sub>	0	0
CO <sub>2</sub>	-393509	-8,5E+09
H <sub>2</sub> O	-241818	-1,04E+10
Total		-1,7E+10

$$\Delta H_{\text{Reaksi 3}} = -1,734E+10 \text{ J}$$

$$\Delta H_{\text{Reaksi total}} = -4,55E+11 \text{ J}$$

### C. Energi keluar

Komponen	Flue Gas		
	BM	Kgmol	Fraaksi mol
C	12	0,00	0,000
N <sub>2</sub>	28	7652,70	0,702
H <sub>2</sub>	2	118,61	0,011
O <sub>2</sub>	32	1009,04	0,093
CO	28	92,70	0,009
CO <sub>2</sub>	44	908,18	0,083
H <sub>2</sub> O	18	1110,72	0,102
CH <sub>4</sub>	16	2,40	0,000
Total		10894,35	1,000

*Flue Gas*

$$T_{out} = 1638,1 \text{ } ^\circ\text{C} = 1911,2 \text{ K} \quad T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

Komposisi	Fraaksi Mol	CpA	
C	0,0000	0,00	J/gmol
N <sub>2</sub>	0,7024	37191,10	J/gmol
H <sub>2</sub>	0,0109	543,01	J/gmol
O <sub>2</sub>	0,0926	5180,27	J/gmol
CO <sub>2</sub>	0,0085	454,47	J/gmol
CO	0,0834	7182,67	J/gmol
H <sub>2</sub> O	0,1020	6920,04	J/gmol
CH <sub>4</sub>	0,0002	25,18	J/gmol
Total	1,0000	57497	J/gmol

$$\Delta H_{\text{flue gas}} = 6, \text{E}+11 \text{ Joule}$$

$$\text{asumsi } n = 80\%$$

$$\Delta H_{\text{flue gas}} = 5,01112 \text{E}+11 \text{ Joule}$$

$$Q_{\text{loss}} = 1,25278 \text{E}+11 \text{ Joule}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{out}} &= \Delta H_{\text{syngas}} + Q_{\text{loss}} \\ &= 5, \text{E}+11 + 1,36 \text{E}+11 \\ &= 6, \text{E}+11 \text{ Joule} \end{aligned}$$

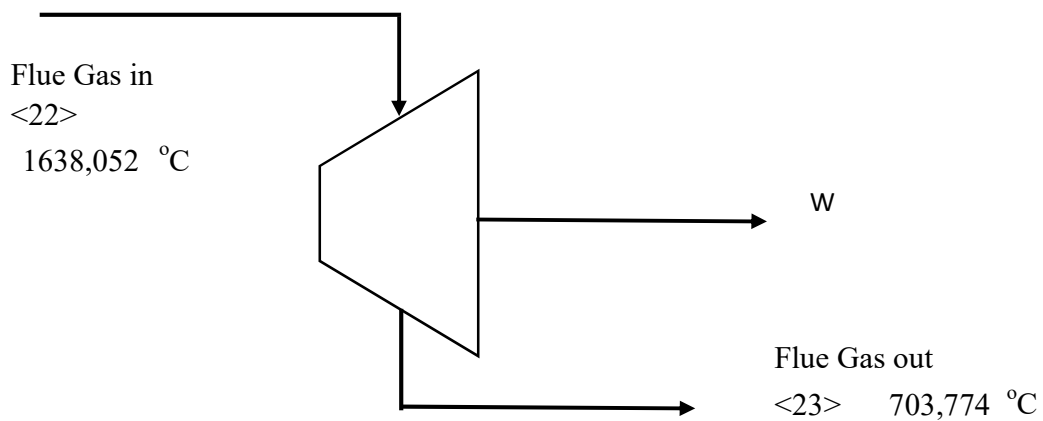
$$\begin{aligned} \Delta H &= \Delta H_{\text{in}} + \Delta H_{\text{Reaksi Total}} + \Delta H_{\text{out}} \\ &= 1,82 \text{E}+11 + -4,55 \text{E}+11 + 6,4, \text{E}+11 \\ &= 0,00 \text{E}+00 \text{ Joule} \end{aligned}$$

**Tabel B.8** Neraca Energi Combustion Chamber

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<19>	43647568	<22>	501111714
<21>	138489309	Reaksi	-455164658
		Qloss	136189821
<b>Total</b>	<b>182136877</b>	<b>Total</b>	<b>182136877</b>



### B.9. Gas Turbin (N-320)



$$T_{in} = 1638,052 \text{ } ^\circ\text{C} = 1911,202 \text{ K}$$

$$P_{in} = 30 \text{ bar}$$

keterangan:

efisiensi electric ( $\eta_{el}$ )	=	0,9
efisiensi turbin ( $\eta_t$ )	=	0,98
expansion ratio $\beta_e$	=	20
efisiensi turbin isentropis ( $\eta_{tis}$ )	=	0,85
konstanta ( $k=C_p/C_v$ )	=	1,4

mencari  $T_2$  isentropis

$$T_{2is} = T_1 \left( \frac{1}{\beta_e} \right)^{\frac{k-1}{k}}$$

$$T_{2is} = 812,0517 \text{ K}$$

Mencari  $T_2$  sebenarnya

$$T_2 = T_1 - (\eta_{tis}(T_1 - T_{2is}))$$

$$T_2 = 976,9242 \text{ K}$$

$$= 703,7742 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$P_{out} = 1,5 \text{ bar}$$

Flue Gas			
Komponen	BM	Kgmol	Fraksi mol
C	12	0	0,0000
N <sub>2</sub>	28	7652,699	0,7024
H <sub>2</sub>	2	118,6125	0,0109
O <sub>2</sub>	32	1009,043	0,0926
CO	28	92,69618	0,0085
CO <sub>2</sub>	44	908,1788	0,0834
H <sub>2</sub> O	18	1110,722	0,1020
CH <sub>4</sub>	16	2,40051	0,0002
Total		10894,35	1,0000

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

Heat Capacities	A	B	C	D	
C	11,18	0,011	-489100	0	K
N <sub>2</sub>	29	0,0022	5,723E-06	-3E-09	C
H <sub>2</sub>	28,84	8E-05	3,288E-06	-9E-10	C
O <sub>2</sub>	29,1	0,0116	-6,076E-06	1,3E-09	C
CO	28,95	0,0041	3,548E-06	-2E-09	C
CO <sub>2</sub>	36,11	0,0423	-2,887E-05	7,5E-09	C
H <sub>2</sub> O	33,46	0,0069	7,604E-06	-4E-09	C
CH <sub>4</sub>	34,31	0,0547	3,661E-06	-1E-08	C

(Appendix G Himmelblau Ed. 8)

*Flue Gas in*

$$T_{out} = 1638,1 \text{ } ^\circ\text{C} = 1911,2 \text{ K} \quad T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

Komposisi	Fraksi Mol	CpA	
C	0,0000	0,00	J/gmol
N <sub>2</sub>	0,7024	37191,10	J/gmol
H <sub>2</sub>	0,0109	490,56	J/gmol
O <sub>2</sub>	0,0926	6004,76	J/gmol
CO <sub>2</sub>	0,0085	410,24	J/gmol
CO	0,0834	10708,64	J/gmol
H <sub>2</sub> O	0,1020	5784,22	J/gmol
CH <sub>4</sub>	0,0002	24,00	J/gmol
Total	1,0000	60614	J/gmol

$$\Delta H \text{ flue gas in} = 7,924 \times 10^{11} \text{ Joule}$$

Flue Gas out

$$T_{out} = 703,77 \text{ } ^\circ\text{C} = 976,92 \text{ K} \quad T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

Komposisi	Fraksi Mol	CpA	
C	0,0000	0,00	J/gmol
N <sub>2</sub>	0,7024	31768,43	J/gmol
H <sub>2</sub>	0,0109	490,56	J/gmol
O <sub>2</sub>	0,0926	6004,76	J/gmol
CO <sub>2</sub>	0,0085	410,24	J/gmol
CO	0,0834	10708,64	J/gmol
H <sub>2</sub> O	0,1020	5784,22	J/gmol
CH <sub>4</sub>	0,0002	24,00	J/gmol
Total	1,0000	55191	J/gmol

$$\Delta H \text{ flue gas in} = 6,013, \text{E}+11 \text{ Joule}$$

$$\Delta H = 1,911, \text{E}+11 \text{ Joule/Jam}$$

$$= 5,310, \text{E}+07 \text{ Joule/s}$$

$$\text{the net mechanical power (Pu)} = 5,203, \text{E}+07 \text{ J/s}$$

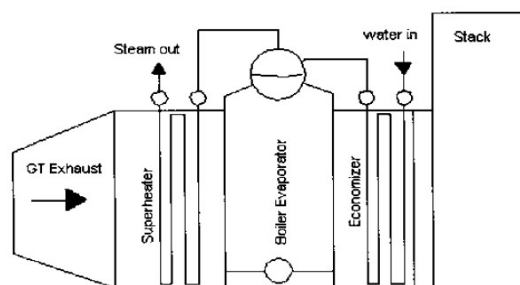
$$\text{the net electrical power} = 4,683, \text{E}+07 \text{ J/s} \quad 1,686, \text{E}+11$$

$$= 46,831 \text{ Mwatt}$$

**Tabel B.9 Neraca Energi Gas Turbin**

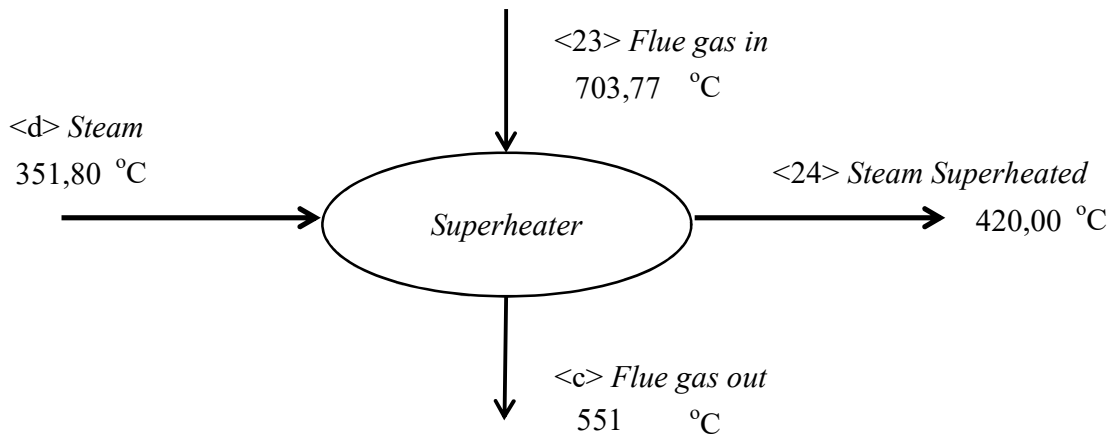
Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<22>	792414045853	<23>	601268594589
		Listrik	191145451264
<b>Total</b>	<b>792414045853</b>	<b>Total</b>	<b>792414045853</b>

### B.10. Heat Recovery Steam Generator (HRSG) (E-330)



**(Industrial Boilers and Heat Recovery Steam Generators Design, Applications, and Calculations)**

**Superheater**



Mencari Suhu  $T$  *flue gas* keluar aliran <e>

$$T_2 = T_1 - \frac{p}{\alpha \times P \times C} \times [(1-x)r + c(T-t)]$$

(Hugot, Hal 979)

- dimana  $T_2$  = Suhu *flue gas* keluar (°C)  
 $T_1$  = Suhu *flue gas* masuk (°C)  
 $p$  = Massa *steam* yang diubah menjadi *superheated* (kg/jam)  
 $\alpha$  = koefisien, umumnya 0.9  
 $P$  = Massa *flue gas* yang melewati *superheater* (kg/jam)  
 $C$  = *Specific heat flue gas* (kcal/kg)  
 $x$  = faktor pengeringan *saturated steam* (0.98)  
 $r$  = *Latent heat vaporisation* pada teknan boiler (kcal/kg)  
 $c$  = *mean specific heat superheated steam* (kcal/kg)  
 $t$  = Suhu *saturated steam* (°C)  
 $T$  = Suhu *superheated steam* (°C)

$$C = 0,27 + 6E-05 T_1 \quad \text{(Hugot, Hal 950)}$$

$$C = 0,31 \quad \text{kcal/kg}$$

$$c = 0,47 + 0,0003 t \quad \text{(Hugot, hal 979)}$$

$$c = 0,58$$

$r$  didapat dari tabel 41.1 Hugot pada  $P = 1 \text{ bar} = 1,01972 \text{ kg/cm}^2 = 504,6 \text{ kcal/kg}$

$$T_2 = 704 - \frac{269280}{0,9 \times 309389 \times 0,31} \times (10,1 + 39,38)$$

$$= 551 \quad ^\circ\text{C}$$

Menghitung energi tiap aliran

$$\begin{aligned} \text{Energi aliran } <d> &= \text{massa } \textit{steam} \times C_p \times (T_d - T_{\text{reff}}) \\ &= 14960 \text{ kgmol/jam} \times 11454,9 \text{ kJ/kgmol} \\ &= 171365321,96 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Energi aliran } \langle 23 \rangle &= \text{massa } flue \text{ gas} \times C_p \times (T_b - T_{reff}) \\ &= 309389 \text{ kgmol/jam} \times 21845,0 \text{ kJ/kg} \\ &= 6758592996,74 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

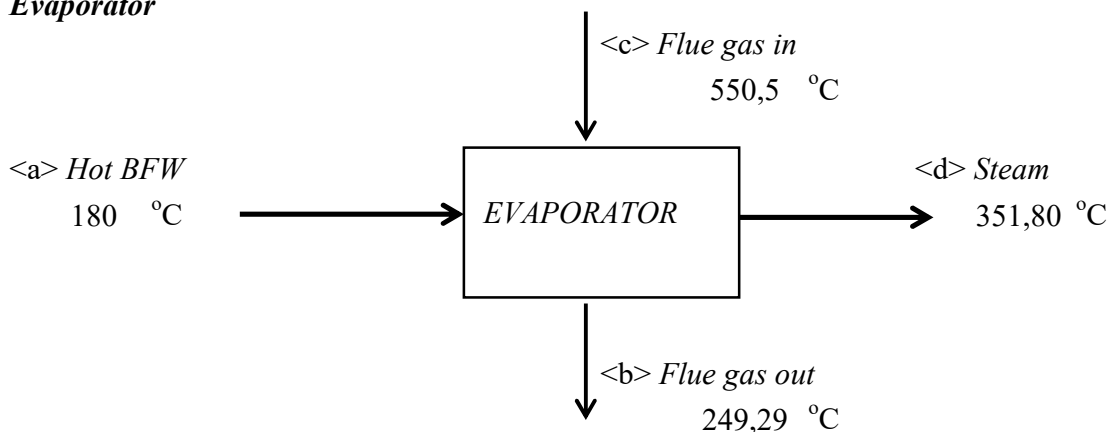
$$\begin{aligned} \text{Energi aliran } \langle c \rangle &= \text{massa } flue \text{ gas} \times C_p \times (T_e - T_{reff}) \\ &= 309389 \text{ kg/jam} \times 14473,6 \text{ kJ/kg} \\ &= 4477963006,31 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Energi aliran } \langle 24 \rangle &= \text{massa } steam \times C_p \times (T_{16} - T_{reff}) \\ &= 14960 \text{ kgmol/jam} \times 13981,2 \text{ kJ/kgmol} \\ &= 209158520,5 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

**Tabel B.10** Neraca Energi *Superheater*

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
$\langle 23 \rangle$	6758592996,7394	$\langle c \rangle$	4477963006,3138
$\langle d \rangle$	171365321,9580	$\langle 24 \rangle$	209158520,5365
		$Q_{Loss}$	2242836791,8472
<b>Total</b>	<b>6929958318,6975</b>	<b>Total</b>	<b>6929958318,6975</b>

**Evaporator**



$T_{reff} = 25^\circ\text{C}$

$$\begin{aligned} \text{Energi aliran } \langle a \rangle &= \text{massa BFW} \times C_p \times (T_c - T_{reff}) \\ &= 14960,02 \text{ kgmol/jam} \times 11884,7 \text{ kJ/kgmol} \\ &= 2,66\text{E}+08 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Energi aliran } \langle c \rangle &= \text{massa } flue \text{ gas} \times C_p \times (T_c - T_{reff}) \\ &= 309388,9 \text{ kg/jam} \times 14760,3 \text{ kJ/kg} \\ &= 4566668462 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Energi aliran } \langle b \rangle &= m_{flue \text{ gas}} \times C_p \times (T_b - T_{reff}) \\ &= 309388,9 \text{ kg/jam} \times 6129,827 \text{ kJ/kg} \\ &= 1896500666,18 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Energi aliran } \langle d \rangle &= \text{massa steam} \times C_p \text{ steam} \times (T_d - T_{\text{reff}}) \\
 &= 14960,02 \text{ kg/jam} \times 27613,75 \text{ kJ/kgmol} \\
 &= 1124207836 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{in}} &= Q_{\langle a \rangle} + Q_{\langle c \rangle} \\
 &= 4566668462 + 266465141,4 \text{ kJ/jam} \\
 &= 4833133603,32 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

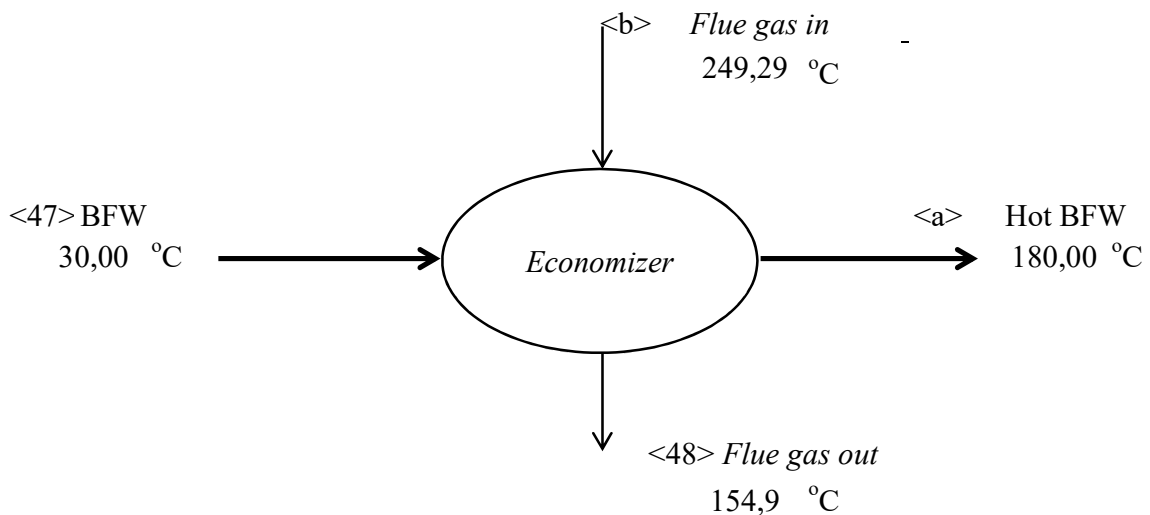
$$\begin{aligned}
 Q_{\text{out}} &= Q_{\langle b \rangle} + Q_{\langle d \rangle} \\
 &= 1896500666 + 1124207836 \text{ kJ/jam} \\
 &= 3020708502,08 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Untuk mencari  $T_{\text{flue gas}}$  keluar,  $Q_{\text{in}} = Q_{\text{out}}$ , Maka didapat  $T = 249,29 \text{ } ^\circ\text{C}$

**Tabel B.11** Neraca Energi *Evaporator*

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
$\langle a \rangle$	4566668461,92	$\langle b \rangle$	1896500666,18
$\langle c \rangle$	266465141,41	$\langle d \rangle$	1124207835,90
		Q loss	1812425101,25
<b>Total</b>	<b>4833133603,32</b>	<b>Total</b>	<b>4833133603,32</b>

### *Economizer*



$$T_{\text{reff}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{in BFW}} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} \quad T_{\text{out BFW}} = 180 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Energi yang dimiliki BFW pada stream } \langle 47 \rangle = 5605430,55 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Energi yang dimiliki BFW pada stream } \langle a \rangle = 177795610,39 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Energi yang dimiliki flue gas pada stream } \langle b \rangle = 1896500666 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Massa flue gas} = 309388,92 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{in} &= Q_{<29>} + Q_{<b>} \\
 &= 5605430,55 + 1896500666,18 \text{ kJ/jam} \\
 &= 1902106096,73 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

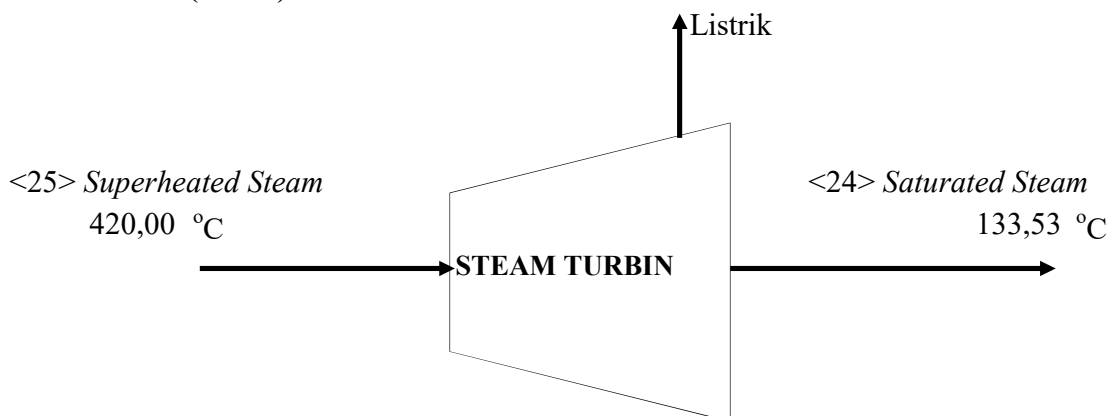
$$\begin{aligned}
 \text{Energi yang dimiliki } flue \text{ gas keluar} &= \text{massa } flue \text{ gas} \times C_p \times (T_{17} - T_{reff}) \\
 \text{dengan } T_{reff} = 25^\circ\text{C} &= 309388,92 \times 3523,963073 \\
 &= 1090275121 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{out} &= Q_{<6>} + Q_{<a>} \\
 &= 1090275121 + 177795610 \text{ kJ/jam} \\
 &= 1268070731,16 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.12** Neraca Energi *Economizer*

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<47>	5605430,5537	<48>	1090275120,7670
<b>	1896500666,1793	<c>	177795610,3884
		Q loss	634035365,5777
<b>Total</b>	<b>1902106096,7330</b>	<b>Total</b>	<b>1902106096,7331</b>

### B.11. Turbin (N-340)



### Menghitung Energi yang dihasilkan turbin

#### Data

P Masuk Turbin ( $P_1$ )	= 165 bar
T Masuk Turbin ( $T_1$ )	= 420 °C
P Keluar Turbin ( $P_2$ )	= 3,00 bar
T Keluar Turbin ( $T_2$ )	= 134 °C
$\eta_t$	= 0,92

#### Perhitungan

$$\text{Pada } \eta \text{ isentropik } 100\% = S_1 = S_2$$

$$S_1 \text{ pada } T_1 \text{ dan } P_1 = 6,610 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}$$

$$H_1 \text{ pada } T_1 \text{ dan } P_1 = 3423,2 \text{ kJ/kg}$$

$$h_1 \text{ pada } T_2 \text{ dan } P_2 = 561,4 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned}
H_v \text{ pada } T_2 \text{ dan } P_2 &= 2724,7 \text{ kJ/kg} \\
S_1 \text{ pada } T_2 \text{ dan } P_2 &= 1,672 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C} \\
S_v \text{ pada } T_2 \text{ dan } P_2 &= 6,991 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
S_2 &= S_1 + x_2 (S_v - S_1) \\
x_2 &= (S_1 - S_2) / (S_v - S_1) \\
x_2 &= ( 6,610 - 1,67 ) / 6,99 - 1,67 ) \\
x_2 &= 0,9283 \text{ (steam quality vapor 0.9077 dan liquid 1 - 0.9077)}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
H_2 &= h_1 + x_2 (H_v - h_1) \\
H_2 &= 2569,5 \text{ kJ/Kg} \\
(\Delta H)_s &= H_2' - H_1 \\
(\Delta H)_s &= -853,68 \text{ kJ/kg} \\
(\Delta H) &= \eta ((\Delta H)_s) \\
&= -785,39 \text{ kJ/kg} \\
H_2 &= H_1 + (\Delta H) \\
&= 2637,81 \text{ kJ/Kg} \\
H_2 &= h_1 + x_{2\text{aktual}} (H_v - h_1) \\
2637,81 &= 561 + x_{2\text{aktual}} ( 2724,7 - 561 ) \\
x_{2\text{aktual}} &= 0,9599 \\
&\text{(steam quality vapor 0.9507 dan liquid 1 - 0.9507)} \\
S_2 &= S_2 (\text{liq}) + x_{2\text{aktual}} (S_2 (\text{vap}) - S_2 (\text{liq})) \\
S_2 &= 0,9145 \text{ kJ/kg K}
\end{aligned}$$

Energi yang dibangkitkan oleh turbin

$$\begin{aligned}
m &= \frac{W_s}{H_2 - H_1} \\
W_s &= m \cdot (H_2 - H_1) \\
&= -317234133,64 \text{ kJ} \\
-W_s &= 317234133,64 \text{ kJ} \\
-W_s &= 85653,2161 \text{ kW} \\
&= 85,65 \text{ MW}
\end{aligned}$$

efisiensi Turbin isentropik 100%

$$\eta = \frac{W_s}{W_s(\text{Isentropic})} = \frac{\Delta H}{(\Delta H)_s}$$

$$\eta = \frac{-785,39}{-853,68} \times 100 = 92 \%$$

Kebutuhan Steam Proses



$$\text{Kebutuhan Steam Turbin} = \frac{\text{Kebutuhan Steam proses}}{x_2}$$

$$269280 = \frac{\text{Kebutuhan Steam proses}}{0,9599}$$

$$\text{Kebutuhan Steam Proses} = 258469,10 \text{ kg steam}$$

$$\text{Energi dari steam superheated} = 209158520,54 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Energi yang digunakan untuk menghasilkan listrik :} \\ = 317.234.133,64 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Efisiensi *Steam Turbin* 92 %

berarti, nilai *Q Loss*

$$\begin{aligned} &= 8\% \text{ dari Energi yang masuk} \\ &= 8\% \times 209.158.520,5 \text{ kJ/jam} \\ &= 16.732.681,6 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Nilai Energi yang terdapat pada *waste steam* adalah

$$\begin{aligned} &= 209158520,54 - 317234133,6 - 16732681,64 \text{ kJ} \\ &= -124808294,75 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

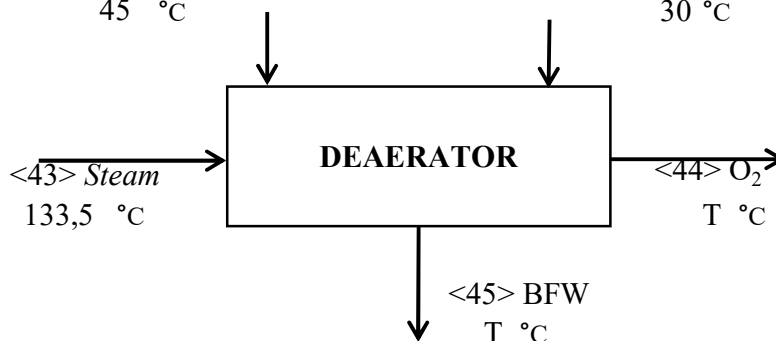
**Tabel B.13** Neraca Energi *Steam Turbine*

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<24>	209158520,537	Listrik	317234133,6413
		<25>	-124808294,7477
		<i>Q loss</i>	16732681,6429
<b>Total</b>	<b>209158520,537</b>	<b>Total</b>	<b>209158520,537</b>

### B.12. Deaerator (D-310)

<41> Kondensat dari  
Pabrik Gula  
45 °C

<34> Dari Anion Exchanger  
30 °C



$$T_{\text{reff}} = 25 \text{ °C}$$

$$Q = \text{massa steam} \times C_p \times (T_{42} - T_{\text{reff}})$$

$$\text{aliran} = 37699,3 \times 205,17$$

$$\text{<43>} = 7734687 \text{ kJ/hr}$$

$$Q = \text{massa kondensat} \times C_p \times (T_{38} - T_{\text{Treff}})$$

$$\text{aliran} = 188496 \times 36,85$$

$$\langle 41 \rangle = 6946592 \text{ kJ/hr}$$

$$Q = \text{massa demin water} \times C_p \times (T_{39} - T_{\text{Treff}})$$

$$\text{aliran} = 80784,12 \times 8,41$$

$$\langle 34 \rangle = 679753,5 \text{ kJ/hr}$$

$$Q_{\text{in}} = 15361032 \text{ kJ/hr}$$

$$Q = \text{massa Oksigen} \times C_p \times (T_{46} - T_{\text{Treff}})$$

$$\text{aliran} = 18850 \times 26,3784$$

$$\langle 44 \rangle = 497223 \text{ kJ/hr}$$

$$Q = \text{massa BFW} \times C_p \times (T_{43} - T_{\text{Treff}})$$

$$\text{aliran} = 269280,4 \times 55,19826$$

$$\langle 45 \rangle = 14863810 \text{ kJ/hr}$$

$$Q_{\text{out}} = 15361032 \text{ kJ/hr}$$

Untuk menghitung suhu aliran  $\langle 45 \rangle$  dan  $\langle 44 \rangle$   $Q_{\text{in}} = Q_{\text{out}}$ , didapat  $T = 53,57 \text{ } ^\circ\text{C}$

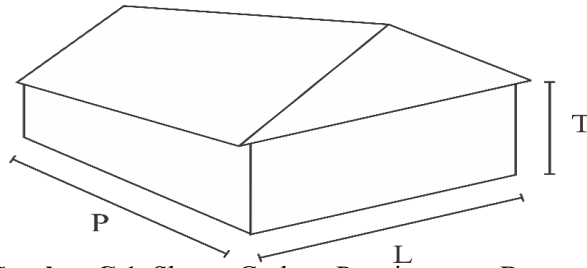
**Tabel B.13** Neraca Energi Deaerator

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
$\langle 43 \rangle$	7734687,1521	$\langle 44 \rangle$	497222,5019
$\langle 41 \rangle$	6946591,8075	$\langle 45 \rangle$	14863809,9305
$\langle 34 \rangle$	679753,4728		
<b>Total</b>	<b>15361032,4324</b>	<b>Total</b>	<b>15361032,4324</b>

**APPENDIKS C  
SPESIFIKASI ALAT**

**C.1. Gudang Penyimpanan Bagasse (F-110)**

- Fungsi : Menyimpan bahan ku Bagasse  
 Tipe : Bangunan persegi dengan tutup prisma segi empat  
 Dasar pemilihan : Sesuai dengan karakteristik bahan  
 Suhu operasi : 30 °C  
 Tekanan operasi : bar



**Gambar C.1. Skema Gudang Penyimpanan Bagasse**

$\rho$  bagasse = 500,00 kg/m<sup>3</sup> (Olisa, 2014)

Dasar perencanaan :

Bahan konstruksi = Beton  
 Rate = 25.200 kg/jam  
 = 1.296.000 kg/hari  
 Volume bagasse =  $\frac{rate}{\rho \text{ Bagasse}}$   
 =  $\frac{1.296.000 \text{ kg/hari}}{500,00 \text{ kg/m}^3} = 2.592,00 \text{ m}^3/\text{hari}$

Perhitungan tinggi tumpukan Bagasse di dalam gudang

$V = \frac{\pi \times H \times D^2}{12}$  (Ulrich, pers. 4-112)

- V = Volume Bagasse  
 D = Diameter tumpukan Bagasse  
 H = Tinggi tumpukan Bagasse  
 H = 0.4 D

$$V = \frac{\pi \times H \times D^2}{12}$$

$$2.592,00 = \frac{3,14 \times 0,4 D \times D^2}{12}$$

$$0,04 D^3 = \frac{2.592,00}{3,14}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2.592,00}{0,04 \times 3,14}} = 41,36 \text{ m}$$

$$H = 0,4 \times 41,36 = 16,54 \text{ m}$$

Luas tambahan untuk transportasi dan allowance adalah 75%

Luas tumpukan =  $\frac{\pi \times D^2}{4}$   
 =  $\frac{3,14 \times 41,36^2}{4} = 1.342,89 \text{ m}^2$   
 Luas total gudang = (100% + 75%) x Luas tumpukan  
 = 2.350,07 m<sup>2</sup>

Untuk tinggi gudang adalah minimal 1.2 kali tinggi tumpukan bahan

T = 1.2 H = 1.2 x 16,54 = 19,85 m

Ditetapkan bahwa  $P = L$   
 $T = 19,85 \text{ m}$   
 $L^2 = 2.350,07 \text{ m}^2$   
 $L = 48,48 \text{ m}$   
 $P = 48,48 \text{ m}$

**Tabel C.1. Spesifikasi Gudang Penyimpanan Bagasse (F-110)**

Parameter	Ukuran	Satuan
Kapasitas	25.200	kg/jam
Panjang Bangunan	48,48	m
Lebar Bangunan	48,48	m
Luas Bangunan	2.350,07	m <sup>2</sup>
Tinggi Bangunan	19,85	m
Konstruksi	-	beton
Jumlah	1,00	buah

**Spesifikasi Peralatan :**

Nama : Gudang Penyimpanan Bagasse  
 Fungsi : Menyimpan bahan baku Bagasse (ampas tebu)  
 Tipe : Bangunan persegi dengan tutup prisma persegi empat  
 Dasar Pemilihan : Sesuai dengan karakteristik bahan  
 Panjang : 48,48 m  
 Lebar : 48,48 m  
 Tinggi : 19,85 m  
 Konstruksi : Dasar beton, dinding batako  
 Jumlah : 1 buah

## C.2. Belt Conveyor (J-111)

**Fungsi** : Mengangkut bagasse dari gudang penyimpanan menuju *Hammer Mill C-120*

### Kondisi Operasi

Tekanan total = Tekanan operasi = 1 bar = 14,5 psi  
Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total = 16 psi  
Temperatur = 30 °C = 86 °F

### Kapasitas

*Mass rate* = 54.000 kg/jam = 54,0 ton/jam

### Spesifikasi Alat

Fungsi = Mengangkut Bagasse dari gudang penyimpanan menuju Hammer Mill

Tipe = *Troughed Belt Conveyor on 20° idler*

Massa jenis = 500,00 kg/m<sup>3</sup>  
= 31,215 lb/ft<sup>3</sup>

Berdasarkan Tabel 21-7 Perrys Chemical Engineering Handbook ed.7, data untuk

Kapasitas maksimum = 96 ton/jam = 96.000 kg/jam  
Volume maksimum = 192 m<sup>3</sup> x 24 = 4.608 m<sup>3</sup>/hari

Dari tabel didapatkan :

Lebar *belt* = 14 in = 0,36 m  
Luas pengangkutan = 0,11 ft<sup>2</sup> = 0,01 m<sup>2</sup>  
Kecepatan *belt* = 300 ft/min = 1,52 m/s  
Kemiringan = 22.5° (**Hugot hal. 99**)

Panjang *belt* = 590,5511811 in = 15 m

Bahan = *Carbon-Steel*

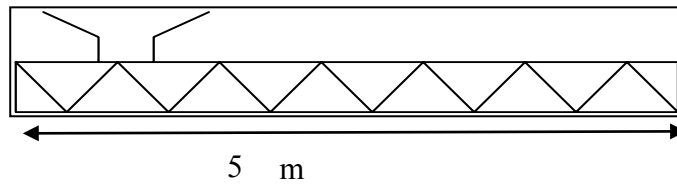
Daya *belt conveyor* = 1 kW (setiap 5 m panjang *belt*) (**Hugot hal. 99**)

Jumlah = 1 unit

### C.3. Rotary Cutter (C-120)

<b>Fungsi</b>	:	Memperkecil ukuran Bagasse menjadi ukuran $\pm 2$ mm
Dasar pemilihan	:	<i>Size reduction</i> untuk material <i>nonabrasive</i> dan <i>fibrous</i>
Type alat	:	<i>Rotary Cutter ukuran 24 in single runner mill type Shredding</i> <b>(Walas Table 12.7(b) hal. 348)</b>
Kapasitas	:	54.000 kg/jam = 15,00 kg/s
<b>Spesifikasi</b>		
Model no	:	505
Rotor Dimension	:	30 x 30
Kapasitas maksimum	:	40 - 60 ton/h <b>(Perry ed 7 ,Table 20-14 section 20)</b>
Maks diameter feed masuk	:	15 in = 0,3810 m
Maks mesh keluaran	:	325 mesh
Power yang dibutuhkan	:	100 - 200 hp <b>(Perry ed 7 ,Table 20-14 section 20)</b>
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon-Steel</i>
Jumlah	:	1 buah

#### C.4 Screw Conveyor 1 (J-121)



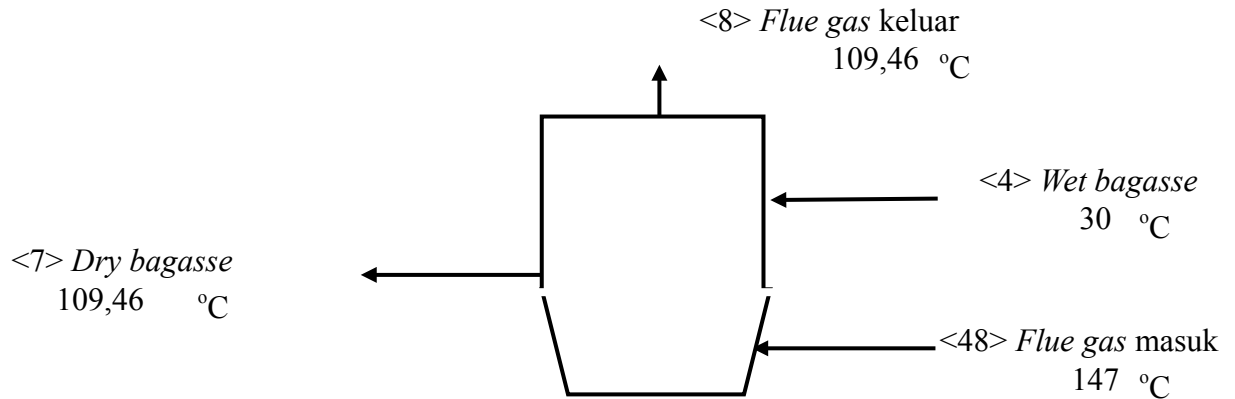
Fungsi : Mengangkut *bagasse* dari Rotary Cutter menuju *fluidized bed dryer*  
Material Class : H 36 WXZ (**Perry Table 21-4 Hal 1842**)  
Kapasitas : 25200,00 kg/jam

#### Spesifikasi Screw Conveyor 1 (J-131)

**Berdasarkan Tabel 21-6 Perrys Chemical Engineering Handbook Ed 7 Hal 1844**

Capacity : 54000 kg/jam  
Diameter of flight : 12 in = 0,3048 m  
Diameter of pipe : 3,5 in = 0,0889 m  
Diameter of shafts : 3 in = 0,0762 m  
Size of lumps (max) : 1,25  
Speed : 55 rpm  
Feed Section diameter : 12 in = 0,3048 m  
hp motor : 3,94 HP

### C.5. Fluidized Bed Dryer B-130



#### Perhitungan :

#### Neraca Massa Fluidized Bed Dryer

Komponen	Masuk (kg/jam)	Komponen	Keluar (kg/jam)
Bagasse	28.060	Bagasse	28.060
Air	25.940	Air	2.700
Flue gas	144.381	Flue gas	144.381
		Air menguap	23.240
<b>Total</b>	<b>198.381</b>	<b>Total</b>	<b>198.381</b>

#### Data-data Udara :

- Suhu masuk = 30 °C
- Suhu keluar = 109,46 °C
- *Minimum velocity* = 1,80 m/s (Polanco, 2013)
- *Terminal velocity* :

$$U_t = \left( \frac{4,00 (r_s - r_g) g D_p}{3CD r_g} \right)^{1/2}$$

Keterangan  $r_g$  = Densitas Flue Gas = 1,3329 kg/m<sup>3</sup>

$r_s$  = Densitas bagasse = 500,0000 kg/m<sup>3</sup>

$g$  = Kecepatan gravitasi = 9,81 m/s

$D_p$  = Diameter rata-rata Bagasse = 0,0008 m

Misal menggunakan nilai CD dari Umf, nilai CD = 1 NRe = 83

$U_t$  = 2,57058 m/ (Gambar 3.1-2, Geankoplis)

*Operating velocity* = 6,00 m/s

#### Menghitung luas penampang bed, A :

Densitas = 1,33 kg/m<sup>3</sup>

Laju alir udara = 108321,42 m<sup>3</sup> udara kering/jam

= 30,09 m<sup>3</sup> udara kering/s

$A_{bed} = \frac{\text{Laju alir udara, m}^3/\text{s}}{\text{Operating velocity, m/s}} = 5,01 \text{ m}^2$

#### Menghitung diameter bed, $D_{bed}$ :



$$A_{\text{bed}} = 1/4 \pi D_{\text{bed}}^2$$

$$D_{\text{bed}} = (4 A / \pi)^{1/2}$$

$$D_{\text{bed}} = 2,53 \text{ m}$$

Asumsi, kecepatan udara di luar bed = kecepatan min 1,8 m/s  
 Sehingga dapat dihitung diameter dryer sebagai berikut :

$$A_{\text{dryer}} = \frac{\text{Laju alir udara, m}^3/\text{s}}{\text{Operating velocity, m/s}} = 16,72 \text{ m}^2$$

$$A_{\text{dryer}} = 1/4 \pi D_{\text{dryer}}^2$$

$$D_{\text{dryer}} = (4 A / \pi)^{1/2}$$

$$D_{\text{dryer}} = 4,6 \text{ m}$$

Menghitung tinggi dryer, h :

$$\text{NTU} = \frac{Ua A H}{G s}$$

$$H = \frac{\text{NTU } G s}{Ua A}$$

Keterangan :

- NTU = Jumlah unit transfer
- Ua = Koefisien perpindahan panas keseluruhan
- A = Luas permukaan, m<sup>2</sup>
- H = Tinggi dryer, m
- G = Massa udara kering, kg udara kering/detik
- s = *Humid heat* dari aliran udara

$$Ua = 0,349 (G/A)^{0,284} = 0,7996 \frac{\text{kW}}{\text{m}^3\text{K}} = 0,7996 \frac{(\text{S/A})^{0,541}}{\text{m}^3\text{°C}}$$

$$C_{pg \text{ in}} = 3,3364 \text{ kJ/kg °C}$$

$$C_{pg \text{ out}} = 1,3676 \text{ kJ/kg °C}$$

$$s = (C_{pg \text{ in}} + C_{pg \text{ out}})/2$$

$$= 2,352 \text{ kJ/kg °C}$$

$$H = \frac{\text{NTU } G s}{Ua A}$$

$$H = 14,114 \text{ m}$$

Menghitung *pressure drop*, DP :

$$\frac{DP}{L} = \frac{150 m v'}{f_s^2 D_p^2 e^3} (1 - e)^2 + \frac{1,75 r (v')^2}{f_s D_p e^3} (1 - e) \quad (\text{Geankoplis pers 3.1-33})$$

Keterangan :

- DP = Beda tekan (*pressure drop*)
- L = Panjang bed = 14,11 m
- m = Viskositas u = 0,00002343 kg/ms
- v' = Kecepatan udara masuk = 6,00 m/s
- f<sub>s</sub> = *Shape factor* = 0.5 - (diambil nilai 0,6)

$$\begin{aligned}
 D_p &= \text{Diameter rata-rata bagasse} &= 0,0008 \text{ m} \\
 r &= \text{Densitas udara} &= 1,3329 \text{ kg/m}^3 \\
 e &= \text{Void fraction} &= 1
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \frac{DP}{L} &= 35.883,18 + 204.287,30 = 240.170,48 \\
 DP &= 3.389.839 \text{ kg/ms}^2 = 33,898 \text{ bar}
 \end{aligned}$$

### Spesifikasi Fluidized Bed Dryer

Fungsi	= Mengeringkan ampas tebu sehingga MC ( <i>moisture content</i> ) berkurang dari 50% menjadi 5%
Jumlah	= 1 buah
Kapasitas	= 198.381,49 kg/jam
Diameter bed	= 2,53 m
Diameter dryer	= 4,61 m
Tinggi dryer	= 14,11 m
Bahan	= <i>Carbon-Stell</i>

### C.6. Cyclone (H-132)

- Fungsi** : Menangkap Bagasse yang terbawa keluar udara saat proses pengeringan dengan Fluidized Bed Dryer B-130
- Tipe** : *Effluent Dust Cyclone*
- Bahan** : Carbon steel SA-240 grade C
- Kapasitas** : 155.529,97 kg/jam
- Jumlah** : 1 buah

Temperatur udara masuk = 109,46 °C = 382,61 K

Dari perhitungan didapatkan *Humidity* masuk cyclone = 0,1929 kg H<sub>2</sub>O/kg Flue Gas

Untuk menghitung humid volume digunakan persamaan 9.3.7 Geankoplis :

$$V_H = (2,83 \cdot 10^{-3} + 4,56 \times 10^{-3} H) T = 1,419 \text{ m}^3/\text{kg udara kering}$$

Keterangan :  $V_H$  = *Humid volume*, m<sup>3</sup>/kg udara kering

H = *Humidity* udara masuk *cyclone*, kg H<sub>2</sub>O/kg udara kering

T = Temperatur udara masuk *cyclone*, Kelvin

Laju volumetrik :

$$Q = \begin{aligned} & \text{Laju udara masuk, kg udara kering/jam} \times \text{Humid volume, m}^3/\text{kg udara kering} \\ & = 155529,97 \text{ kg udara kering/jam} \times 1,4193 \text{ m}^3/\text{kg udara kering} \\ & = 220749,80 \text{ m}^3/\text{jam} = 61,319 \text{ m}^3/\text{s} = 2165,48 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Ukuran dimensi cyclone ditentukan menurut skema berikut ini :

Dimensi cyclone :

- Bc = Dc/4 pipa inlet
- De = Dc/2 pipa pengeluaran uap
- Hc = Dc/2 pipa inlet
- Lc = 2 Dc tinggi separator = Lc+Zc
- Sc = Dc/8
- Zc = 2 Dc
- Jc = Dc/4

- Dimana :
- Hc = tinggi masukan
  - Dc = diameter cyclone
  - De = diameter keluaran
  - Lc = tinggi bagian silinder

Syarat perancangan untuk kecepatan masuk cyclone,  $v_i = 15 \text{ m/s}$

$$v_i = \frac{Q}{A}$$

$$\begin{aligned} \text{Ditetapkan } v_i &= 15 \text{ m/det} \\ v_i &= \frac{61,31938782}{H_c \times B_c} \\ 15 &= \frac{61,31938782}{D_c^2 / 8} \end{aligned}$$

$$15 D_c^2 = 0,510994898$$

$$D_c = 0,71 \text{ m}$$

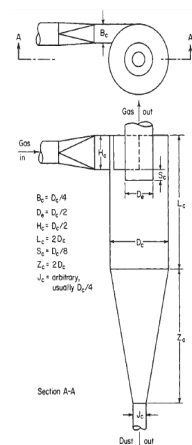
$$D_c = \text{OD} = 2,3 \text{ ft} \gg 3 \text{ ft}$$

Menurut standart Stairmand :

$$B_c = D_c/4 = 0,75 \text{ ft} = 0,2286 \text{ m}$$

(Perry 7ed, Fig.17-36)

(Perry ed 7, hal. 17-29)



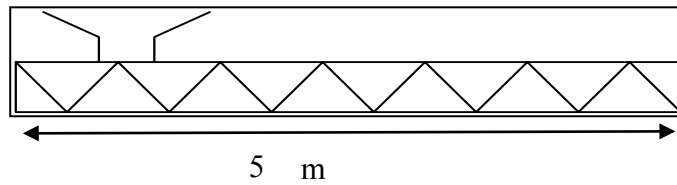
De	=	Dc/2	=	1,50 ft	0,4572 m
Hc	=	Dc/2	=	1,50 ft	0,4572 m
Lc	=	2 Dc	=	6,00 ft	1,8288 m
Sc	=	Dc/8	=	0,38 ft	0,1143 m
Zc	=	2 Dc	=	6,00 ft	1,8288 m
Jc	=	Dc/4	=	0,75 ft	0,2286 m

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-240 grade C (pada suhu 55,55 °C)

### Spesifikasi Alat

Fungsi	=	Menangkap Bagasse yang terbawa keluar udara saat proses pengeringan dengan Fluidized Bed Dryer B-130
Tipe	=	<i>Effluent Dust Cyclone</i>
Bahan	=	<i>Carbon steel SA-240 grade C</i>
Kapasitas	=	155.529,97 kg/jam
Tinggi masukan	=	1,5 ft
Diameter <i>cyclone</i>	=	3 ft
Diameter keluaran	=	2 ft
Tinggi bagian silinder	=	1,5 ft
Jumlah	=	1 unit

### C.7 Screw Conveyor 2 (J-131)



Fungsi : Mengangkut *bagasse* dari *fluidized bed dryer* menuju *gasifier*  
Material Class : H 36 WXZ (**Perry Table 21-4 Hal 1842**)  
Kapasitas : 54000,00 kg/jam

### Spesifikasi Screw Conveyor 1 (J-131)

**Berdasarkan Tabel 21-6 Perrys Chemical Engineering Handbook Ed 7 Hal 1844**

Capacity	:	54000	kg/jam
Diameter of flight	:	12,0	in = 0,3048 m
Diameter of pipe	:	2,5	in = 0,0635 m
Diameter of shafts	:	2,0	in = 0,0508 m
Size of lumps (max)	:	1,0	
Speed	:	45,0	rpm
Feed Section diameter	:	10,0	in = 0,254 m
hp motor	:	2,25	HP

### C.8. Fluidized Bed Gasifier R-210

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi gasifikasi dari bagasse menjadi gas sintesa

Tipe : *Circulating Fluidized Bed Gasifier*

Proses : Kontinyu

Suhu operasi = 928 °C

Tekanan operasi = 30 bar

#### Perhitungan Volume Bejana

Rate massa masuk = 54.000,00 kg/jam

Waktu tinggal = 5 menit

= 0,08 jam

$\rho$  Bagasse = 112,04 kg/m<sup>3</sup>

Volume bahan =  $\frac{\text{Rate massa masuk} \times \text{Waktu tinggal}}{\rho \text{ bahan}}$

Volume bahan = 40,16 m<sup>3</sup>

Karena bahan mengisi 65% dari volume tangki, maka :

Volume tangki =  $\frac{\text{Volume bahan}}{0,65}$  (Brownell & Young, 1979)

Volume tangki = 61,79 m<sup>3</sup>

Tangki dirancang dengan bentuk silinder dengan volume :

Volume silinder =  $\frac{\pi \times D^2 \times (\text{TDH} + H)}{4}$

=  $\frac{\pi \times D^2 \times (D + 2D)}{4}$

=  $\frac{\pi \times D^2 \times 3D}{4}$

= 2,355 D<sup>3</sup>

Tangki dirancang dengan bentuk *standard dished head* dengan volume :

Volume *dished head* = 0,08 D<sup>3</sup>

#### Perhitungan Diameter dan Tinggi Bejana

Sehingga,

Volume tangki = Volume silinder + 2 x Volume *dished head*

61,79 m<sup>3</sup> = 2,355 D<sup>3</sup> + 0,169 D<sup>3</sup>

D<sup>3</sup> = #####

D = 2,904 m

= 114,128 in

Maka,

Volume silinder = 2,355 D<sup>3</sup>

= 57,64 m<sup>3</sup>

Volume *dished* = 0,08 D<sup>3</sup>

= 2,073 m<sup>3</sup>

Tinggi *dished* = 0,169 D

= 0,491 m

### Kecepatan minimum fluidisasi

$$U_{mf} = \frac{dp^2 \cdot (\rho_p - \rho_f) \cdot g}{150 \cdot \mu} \times \frac{\varepsilon^3 \cdot \phi^2}{1 - \varepsilon}$$

$d_p$ (diameter rata-rata partikel)	= 0,0003	m	(Aziz, 2015)
$\rho_p$ (massa jenis Bagasse)	= 86,53846	kg/m <sup>3</sup>	(Olisa, 2014)
$\rho_f$ (massa jenis udara)	= 8,82	kg/m <sup>3</sup>	
$g$ (percepatan gravitasi)	= 9,8	m/s <sup>2</sup>	
$\varepsilon$ (porositas medium)	= 0,62		(Aziz, 2015)
$\phi$ (sphericity Bagasse)	= 0,70		(McCabe, page 72)
$\mu$ (viskositas udara)	= 0,00004828	Pa.s	

$$U_{mf} = 0,0028231 \text{ m/s}$$

### Kecepatan terminal partikel

$$U_t = dp \cdot \left[ \frac{4 \cdot (\rho_p - \rho_f)^2 \cdot g^2}{225 \cdot \rho_f \cdot \mu} \right]^{\frac{1}{3}} \quad (\text{Martinez, 2007})$$

$$U_t = 0,0868 \text{ m/s}$$

### Kecepatan fluidisasi

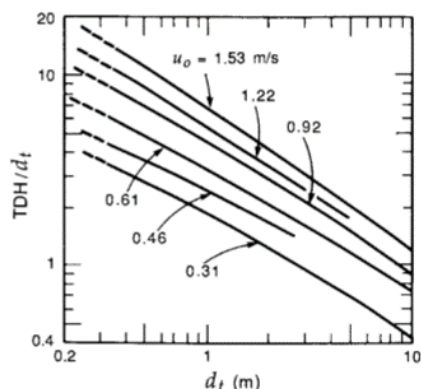
$$\frac{H}{H_{mf}} = 1 + \frac{10.978 \cdot (U_f - U_{mf})^{0.738} \cdot \rho_p^{0.376} \cdot dp^{1.006}}{U_{mf}^{0.937} \cdot \rho_f^{0.126}}$$

(Martinez, 2007)

$$H/H_{mf} = 1,3 \quad (\text{Martinez, 2007})$$

$$U_f = U_{mf} + \sqrt[0.738]{\frac{0.3 \cdot U_{mf}^{0.937} \cdot \rho_f^{0.126}}{10.978 \cdot \rho_p^{0.376} \cdot dp^{1.006}}} \quad (\text{Bemgba, 2012})$$

$$U_f = 0,0446586 \text{ m/s}$$



$$TDH/D = 1$$

$$TDH = D$$

$$H_t = TDH + H$$

$$= 8,7105 \text{ m}$$

### Perhitungan Tekanan Bejana

$$P_{\text{operasi}} = 30 \text{ bar}$$

$$\begin{aligned}
 &= 435,1 \text{ psia} \\
 P \text{ desain} &= 1,1 \times P_{\text{total}} \\
 &= 478,6 \text{ psig} \\
 &= 33 \text{ bar}
 \end{aligned}$$

### Perhitungan Tebal Silinder

Dari **Buku Brownell & Young, halaman 254**, diperoleh :

$$t_s = \frac{P_i \times ID}{2 \times (f.E - 0.6P_i)} + C$$

Keterangan :

$t_s$  = Tebal tangki (in)

$P_i$  = Tekanan desain (psig)

ID = *Inside diameter* (in)

C = Faktor korosi (in/year) = 0,0625 in

f = *Allowable stress* (psi) = 11.250 psi

E = Efisiensi sambungan = 0,8

$$t_s = \frac{P_i \times ID}{2 \times (f.E - 0.6P_i)} + C$$

$$t_s = 3,1464 \text{ in}$$

$$= 1,25 \text{ in} \quad (\text{standardisasi dari tabel 5.7 **Buku Brownell & Young**})$$

Maka,

$$OD = ID + 2 t_s$$

$$= 116,6 \text{ in}$$

$$= 48 \text{ in} \quad (\text{standardisasi dari tabel 5.7 **Buku Brownell & Young**})$$

$$= 1,219 \text{ m}$$

$$ID \text{ baru} = OD - 2 t_s$$

$$ID \text{ baru} = 45,50 \text{ in}$$

$$= 1,156 \text{ m}$$

Maka dengan ID baru,

$$\text{Volume silinder} = 2,355 D^3$$

$$= 3,64 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume *dished*} = 0,085 D^3$$

$$= 0,131 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi silinder} = TDH + H$$

$$= 3,467 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi *dished*} = 0,169 D$$

$$= 0,195 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki (h)} = \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi *dished*}$$

$$= 3,858 \text{ m}$$

### Perhitungan Tebal *Standard Dished Head*

Dari **Buku Brownell & Young, halaman 258**, diperoleh :

$$t_h = \frac{0,885 \times P_i \times ID}{2 \times (f.E - 0.1 \times P_i)} + C$$

Keterangan :

$t_h$  = Tebal tangki (in)



$P =$  Tekanan desain (psig)  
 $ID =$  *Inside diameter* (in)  
 $C =$  Faktor korosi (in/year) = 0,0625 in  
 $f =$  *Allowable stress* (psi) = 11.250 psi  
 $E =$  Effisiensi sambungan = 0,8  
 $t_h = \frac{0.885 \times P_i \times ID}{2 \times (f \cdot E - 0.1 P_i)} + C$   
 $t_h = 1,1389$  in  
 $t_h = 1,25$  in (standardisasi dari tabel 5.7 **Buku Brownell & Young**)

### Perhitungan Pressure Drop (3.1-20 Geankoplis hal 128)

$$\Delta p = 150 \mu G'^2 \Delta L / \rho D^5 p^2 (1 - \varepsilon)^2 / \varepsilon + 1,75 \mu$$

$\Delta p =$  Pressure Drop (pa)  
 $\mu =$  viskositas (pa.s)  
 $G' =$  mass velocity (kg/s m<sup>2</sup>)  
 $\Delta L =$  Tinggi Reaktor (m)  
 $\varepsilon =$  Void fraction  
 $D_p =$  Diameter Partikel (m)  
 $\rho =$  Densitas Fluida (kg/m<sup>3</sup>)

$$\varepsilon = \text{volume void in bed} / \text{Total volume void in bed} \quad \text{volume void in bed}(\varepsilon) = 1 \text{ m}^3 - \text{Bulk density} \times 1 \text{ m}^3,$$

dimana total volume of bed dianggap 1 m<sup>3</sup>

Bulk densitas Bagasse = 192,4 kg/m<sup>3</sup>

Densitas Bagasse = 87 kg/m<sup>3</sup>

$\varepsilon = 0,55$

$$G' = \frac{\text{laju Alir massa bagasse}}{\text{Luas Penampang Bagasse}} = \frac{15,00 \text{ kg/s}}{1,0485 \text{ m}^2} = 14,30643 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$$

$D_p = 0,0003$  m

$\Delta L = 3,86$  m

viskositas fluida = 0,000019 pa.s

$$\Delta p = 279714,27 \text{ pa}$$

$$= 2,76 \text{ atm}$$

**Tabel C.8.** Spesifikasi *Fluidized Bed Gasifier* (R-210)

<b>Parameter</b>	<b>Spesifikasi</b>	<b>Satuan</b>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel, SA 285, Grade A</i>	-
Tutup atas	<i>Standar dished head</i>	-
Tutup bawah	<i>Standar dished head</i>	-
OD tangki	1,22	m
ID tangki	1,16	m
Tinggi silinder	3,47	m
Tinggi <i>dished</i>	0,20	m
Tinggi tangki	3,86	m
Volume tangki	3,90	m <sup>3</sup>
Volume silinder	3,64	m <sup>3</sup>
Volume <i>dished</i>	0,13	m <sup>3</sup>
Tebal silinder	1,25	in
Tebal <i>dished</i>	1,25	in

### C.9. Pompa Demin Water (L-231)

Fungsi : Untuk memompa air dari air proses ke unit demin  
Tipe : *Centrifugal Pump*  
Bahan : *Commercial Steel*  
Jumlah : 1 Unit  
Kapasitas : 80.784 kg/jam  
Densitas Air = 995,68 kg/m<sup>3</sup> (A.2-3 *Geankoplis*, air pada T= 30°C)  
= 995,68 x 0,062 = 62,16 lb<sub>m</sub>/ft<sup>3</sup>  
Rate air = 80.784 kg/jam  
=  $\frac{80.784 \times 2,205}{3.600}$   
= 49,47 lbm/s  
μ air = 0,87 cp (A.2-4 *Geankoplis*, air pada T= 30°C)  
= 0,87 x 6,72 x 10<sup>-4</sup>  
= 0,000585 lb<sub>m</sub>/(ft).(s)  
Rate volumetr. =  $\frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}}$   
=  $\frac{49,47}{62,16}$   
= 0,80 ft<sup>3</sup>/s  
= 0,80 x 7,481 x 60  
= 357,22 gal/min

Untuk bagian perpipaan akan direncanakan :

Panjang pipa = 20 m  
= 20 x 3,281 = 65,62 ft  
Beda ketinggian = 4 m  
= 4 x 3,2808 = 13,12 ft  
Elbow 90° = 2 buah  
Globe valve = 1 buah (*wide open*)  
Gate valve = 1 buah (*wide open*)  
P<sub>1</sub> = 0 barg = 1,01 bar abs  
= 1,00 atm = 14,70 psia  
P<sub>2</sub> = 1,2 barg = 2,21 bar abs  
= 2,18 atm = 32,11 psia

Perhitungan diameter pipa :

Asumsi : Aliran turbulen (N<sub>Re</sub> > 2100)

Q<sub>f</sub> = Rate Volumetrik

= 0,796 ft<sup>3</sup>/s

ID optimum = 3.9 Q<sub>f</sub><sup>0.45</sup> x ρ<sup>0.13</sup> (*Peters & Timmerhauss*, pers.15 hal 496)  
= 3,9 x 0,8<sup>0.5</sup> x 62,2<sup>0.1</sup>  
= 3,9 x 0,9 x 1,7  
= 6,02 in

Jadi, digunakan diameter pipa = 5,563 in 40

Dari Kern, Tabel 11 diperoleh :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 5,563 \text{ in} & \text{ID} &= 5,047 \text{ in} \\ &= \frac{5,56}{12} = 0,46 \text{ ft} & &= \frac{5}{12} = 0,42 \text{ ft} \\ &= 5,56 \times 0,0254 & &= 5 \times 0,0254 \\ &= 0,14 \text{ m} & &= 0,13 \text{ m} \\ A &= 0,14 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Kecepatan alir, } v = \frac{Q_f}{A} = \frac{0,80}{0,14} = 5,73 \text{ ft/s}$$

Cek,  $N_{Re}$ :

( $N_{Re} < 2100$  aliran laminar,  $2100 < N_{Re} < 4100$  aliran turbulen,  $N_{Re} > 4100$  aliran turbulen)

$$N_{Re} = \frac{\rho \times D \times v}{\mu} = \frac{62,16 \times 0,42 \times 5,73}{0,0006} = 256310$$

(Turbulen)

Perhitungan Friction Losses :

a. Sudden contraction dari outlet tangki :

$$K_c = 0,55 \times \left( 1 - \frac{A_3}{A_1} \right) \quad (\text{Geankoplis, pers. 2.10-16 hal 98})$$

$$\text{Karena } A_1 \gg A_3, \text{ maka } \frac{A_3}{A_1} = 0$$

Jadi,  $K_c = 0,55$  dan  $\alpha = 1,0$  Turbulen

$$h_c = K_c \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \quad (\text{Geankoplis, pers. 2.10-16 hal 98})$$

Maka :

$$\begin{aligned} h_c &= 0,55 \times \frac{0,63}{2 \times 1,0 \times 32,17} \\ &= \frac{0,35}{64,35} = 0,0054 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m \end{aligned}$$

b. Friksi pada sambungan dan valve :

Diketahui harga  $K_f$  :

(Geankoplis, Tabel 2.10-1 hal 99)

$$\text{Elbow } 90^\circ \quad K_f = 0,75$$

$$\text{Globe valve} \quad K_f = 6$$

$$\text{Gate valve} \quad K_f = 0,17$$

Friksi pada 2 elbow  $90^\circ$  :

(Geankoplis, hal 102)

$$\begin{aligned} h_{f1} &= 2 \times K_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \\ &= 2 \times 0,75 \times \frac{0,80^2}{2 \times 1,0 \times 32,17} \\ &= \frac{0,95}{64,35} \\ &= 0,015 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m \end{aligned}$$

Friksi pada 1 globe valve (wide open) :

$$\begin{aligned}
 h_{f2} &= 1 \times K_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \\
 &= 1 \times 6 \times \frac{0,80^2}{2 \times 1,0 \times 32,17} \\
 &= \frac{3,80}{64,35} \\
 &= 0,059 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m
 \end{aligned}$$

Friksi pada 1 gate valve (wide open) :

$$\begin{aligned}
 h_{f3} &= 1 \times K_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \\
 &= 1 \times 0,17 \times \frac{0,80^2}{2 \times 1,0 \times 32,17} \\
 &= \frac{0,11}{64,35} = 0,0017 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m
 \end{aligned}$$

Total friksi pada sambungan dan valve adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \Sigma h &= h_{f1} + h_{f2} + h_{f3} \\
 &= 0,01 + 0,06 + 0,0017 \\
 &= 0,08 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m
 \end{aligned}$$

c. Friksi pada pipa lurus :

Diketahui :

$$L = 65,62 \text{ ft}$$

Material pipa, yaitu Commercial steel.

$$\epsilon = 0,000046 \text{ m}$$

(Geankoplis, Gb. 2.10-3 hal 94)

Maka :

$$\epsilon/D = \frac{0,000046}{0,13}$$

$$= 0,00036$$

$$f = 0,00375$$

(Geankoplis, Gb. 2.10-3 hal 88)

$$Ff = 4 \times f \times \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2 \times g_c}$$

(Geankoplis, pers. 2.10-6 hal 86)

$$= 4 \times 0,00375 \times \frac{65,62}{0,42} \times \frac{0,80^2}{2 \times 32,17}$$

$$= \frac{0,6}{27,06} = 0,0230 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m$$

d. Sudden expansion ke inlet boiler :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_4}{A_2}\right)^2$$

(Geankoplis, pers. 2.10-15 hal 93)

$$\text{Karena } A_4 \ll A_2, \text{ maka } \frac{A_4}{A_2} = 0$$

Jadi,  $K_{ex} = 1,0$  dan  $\alpha = 1,0$  (Turbulen)

$$h_{ex} = K_{ex} \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \quad (\text{Geankoplis, pers. 2.10-15 hal 93})$$

Maka :

$$\begin{aligned} h_{ex} &= 1,0 \times \frac{0,63}{2 \times 1,0 \times 32,17} \\ &= \frac{0,63}{64} \\ &= 0,0098 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m \end{aligned}$$

e. Total friksi :

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + \Sigma h_f + F_f + h_{ex} \\ &= 0,0054 + 0,0755 + 0,0230 + 0,0098 \\ &= 0,1138 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m \end{aligned}$$

*Mechanical Energy Balance :*

$$\begin{aligned} \Delta P &= P_2 - P_1 \\ &= 17,41 \text{ psia} \\ &= 2507,1 \text{ lbf/ft}^2 \end{aligned}$$

$$v_1 = 0$$

$$v_2 = 0,80 \text{ ft/s}$$

$$\begin{aligned} W_s &= \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{g}{g_c} \Delta Z + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \times \alpha \times g_c} + \Sigma F \quad \boxed{\text{Persamaan Bernoulli}} \\ W_s &= 40,3342 + 1 \times 13,12 + \frac{0,6335^2 - 0}{2 \times 1,0 \times 32,17} + 0,11 \\ &= 53,457 + 0,01 + 0,11 = -53,6 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m \end{aligned}$$

Kapasitas = 0,80 ft<sup>3</sup>/s, maka :

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi pompa, } \eta &= 1 - 0,12 q^{-0,27} \\ &= 87\% \end{aligned}$$

(Ulrich, pers 4-95a hal 205)

$$\begin{aligned} W_s &= -\eta_p \times W_p \\ -53,6 &= -87\% \times W_p \\ W_f &= 61,4 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{m \times W_p}{550} \\ &= \frac{49,47 \times 61,4}{550} \\ &= 5,52 \text{ hp} \end{aligned}$$

(Geankoplis, pers. 3.3-2 hal 145)

Efisiensi motor,  $\eta$  94%

(Peters & Timmerhauss, Gb.14-38 hal 521)

$$\begin{aligned} \text{Konsumsi} &= \frac{\text{BHP}}{\eta_m} \\ \text{Power} &= \frac{5,52}{0,94} \\ &= 5,88 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/s} \\ &= 5,88 \text{ hp} \end{aligned}$$

Jadi, digunakan power 5,88 hp

**Spesifikasi Pompa Demin Water 1 (L-231) :**

Kapasitas	=	80.784	kg/jam
Diameter pipa	=	5,563	in IP: 40
Panjang pipa	=	20	m
Beda ketinggian	=	4	m
Elbow 90°	=	2	buah
Globe valve	=	1	buah ( <i>wide open</i> )
Gate valve	=	1	buah ( <i>wide open</i> )
Head pompa ( $W_s$ )	=	-53,6	(lb <sub>f</sub> ).(ft)/lb <sub>m</sub>
$W_p$	=	61,4	(lb <sub>f</sub> ).(ft)/lb <sub>m</sub>
Efisiensi pompa ( $\eta_p$ )	=	87%	
Efisiensi motor ( $\eta_m$ )	=	94%	
Power motor	=	5,88	hp = 0,0044 MWatt
Jumlah	=	1	Unit

### C.10. Pompa Kondensat (L-313)

Fungsi : Untuk memompa air dari air proses ke unit deaerator

Tipe : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Commercial Steel*

Jumlah : 1 Unit

Kapasitas : 269.280 kg/jam

Densitas Air = 992,50 kg/m<sup>3</sup> (A.2-3 *Geankoplis*, air pada T= 45°C)

$$= 992,50 \times 0,062 = 61,96 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

Rate air = 269.280 kg/jam

$$= \frac{269.280 \times 2,205}{3.600}$$

$$= 164,91 \text{ lb}_m/\text{s}$$

$\mu$  air = 0,61 cp (A.2-4 *Geankoplis*, air pada T= 45°C)

$$= 0,61 \times 6,72 \times 10^{-4}$$

$$= 0,000410 \text{ lb}_m/(\text{ft} \cdot \text{s})$$

Rate volumetr. =  $\frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}}$

$$= \frac{164,91}{61,96}$$

$$= 2,66 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 2,66 \times 7,481 \times 60$$

$$= 1194,56 \text{ gal/min}$$

Untuk bagian perpipaan akan direncanakan :

Panjang pipa = 30 m

$$= 30 \times 3,281 = 98,42 \text{ ft}$$

Beda ketinggian = 5 m

$$= 5 \times 3,2808 = 16,40 \text{ ft}$$

Elbow 90° = 2 buah

Globe valve = 1 buah (*wide open*)

Gate valve = 1 buah (*wide open*)

P<sub>1</sub> = 0 barg = 1,01 bar abs

$$= 1,00 \text{ atm} = 14,70 \text{ psia}$$

P<sub>2</sub> = 1,2 barg = 2,21 bar abs

$$= 2,18 \text{ atm} = 32,11 \text{ psia}$$

Perhitungan diameter pipa :

Asumsi : Aliran turbulen ( $N_{Re} > 2100$ )

Q<sub>f</sub> = Rate Volumetrik

$$= 2,661 \text{ ft}^3/\text{s}$$

ID optimum =  $3,9 Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$  (*Peters & Timmerhauss*, pers.15 hal 496)

$$= 3,9 \times 2,7^{0,5} \times 62,0^{0,1}$$

$$= 3,9 \times 1,6 \times 1,7$$

$$= 10,36 \text{ in}$$



Jadi, digunakan diameter pipa =  
 Dari Kern, Tabel 11 diperoleh :

$$8,625 \text{ in } 40$$

$$\text{OD} = 8,625 \text{ in}$$

$$= \frac{8,63}{12} = 0,72 \text{ ft}$$

$$= 8,63 \times 0,0254$$

$$= 0,22 \text{ m}$$

$$A = 0,35 \text{ ft}^2$$

$$\text{ID} = 7,981 \text{ in}$$

$$= \frac{8}{12} = 0,67 \text{ ft}$$

$$= 8 \times 0,0254$$

$$= 0,20 \text{ m}$$

$$\text{Kecepatan alir, } v = \frac{Q_f}{A} = \frac{2,66}{0,35} = 7,66 \text{ ft/s}$$

Cek,  $N_{Re}$ :

( $N_{Re} < 2100$  aliran laminer,  $2100 < N_{Re} < 4100$  aliran turbulen,  $N_{Re} > 4100$  aliran turbulen)

$$N_{Re} = \frac{\rho \times D \times v}{\mu} = \frac{61,96 \times 0,67 \times 7,66}{0,0004} = 770946$$

(Turbulen)

Perhitungan *Friction Losses* :

a. *Sudden contraction* dari outlet tangki :

$$K_c = 0,55 \times \left( 1 - \frac{A_3}{A_1} \right)$$

(Geankoplis, pers. 2.10-16 hal 98)

$$\text{Karena } A_1 \gg A_3, \text{ maka : } \frac{A_3}{A_1} = 0$$

Jadi,  $K_c = 0,55$  dan  $\alpha = 1,0$  Turbuler

$$h_c = K_c \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c}$$

(Geankoplis, pers. 2.10-16 hal 98)

Maka :

$$h_c = 0,55 \times \frac{7,08}{2 \times 1,0 \times 32,17} = \frac{3,90}{64,35} = 0,0605 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m$$

b. Friksi pada sambungan dan valve :

Diketahui harga  $K_f$  :

(Geankoplis, Tabel 2.10-1 hal 99)

$$\text{Elbow } 90^\circ \quad K_f = 0,75$$

$$\text{Globe valve} \quad K_f = 6$$

$$\text{Gate valve} \quad K_f = 0,17$$

Friksi pada 2 elbow  $90^\circ$  :

$$h_{f1} = 2 \times K_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c}$$

(Geankoplis, hal 102)

$$= 2 \times 0,75 \times \frac{2,66^2}{2 \times 1,0 \times 32,17}$$

$$= \frac{10,63}{64,35}$$

$$= 0,165 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m$$

Friksi pada 1 globe valve (*wide open*) :

$$\begin{aligned}
 h_{f2} &= 1 \times K_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \\
 &= 1 \times 6 \times \frac{2,66^2}{2 \times 1,0 \times 32,17} \\
 &= \frac{42,50}{64,35} \\
 &= 0,660 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m
 \end{aligned}$$

Friksi pada 1 gate valve (*wide open*) :

$$\begin{aligned}
 h_{f3} &= 1 \times K_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \\
 &= 1 \times 0,17 \times \frac{2,66^2}{2 \times 1,0 \times 32,17} \\
 &= \frac{1,20}{64,35} = 0,0187 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m
 \end{aligned}$$

Total friksi pada sambungan dan valve adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \Sigma h &= h_{f1} + h_{f2} + h_{f3} \\
 &= 0,17 + 0,66 + 0,0187 \\
 &= 0,84 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m
 \end{aligned}$$

c. Friksi pada pipa lurus :

Diketahui :

$$L = 98,42 \text{ ft}$$

Material pipa, yaitu Commercial steel.

$$\epsilon = 0,000046 \text{ m}$$

(Geankoplis, Gb. 2.10-3 hal 94)

Maka :

$$\epsilon/D = \frac{0,000046}{0,20}$$

$$= 0,00023$$

$$f = 0,00375$$

(Geankoplis, Gb. 2.10-3 hal 88)

$$Ff = 4 \times f \times \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2 \times g_c}$$

(Geankoplis, pers. 2.10-6 hal 86)

$$= 4 \times 0,00375 \times \frac{98,42}{0,67} \times \frac{2,66^2}{2 \times 32,17}$$

$$= \frac{10,5}{42,80} = 0,2444 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m$$

d. *Sudden expansion ke inlet boiler :*

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_4}{A_2}\right)^2$$

(Geankoplis, pers. 2.10-15 hal 93)

$$\text{Karena } A_4 \ll A_2, \text{ maka : } \frac{A_4}{A_2} = 0$$

$$\text{Jadi, } K_{ex} = 1,0 \text{ dan } \alpha = 1,0 \text{ (Turbulen)}$$

$$h_{ex} = K_{ex} \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c}$$

(Geankoplis, pers. 2.10-15 hal 93)

Maka :

$$\begin{aligned} h_{ex} &= 1,0 \times \frac{7,08}{2 \times 1,0 \times 32,17} \\ &= \frac{7,08}{64} \\ &= 0,1101 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m \end{aligned}$$

e. Total friksi :

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + \Sigma h_f + F_f + h_{ex} \\ &= 0,0605 + 0,8443 + 0,2444 + 0,1101 \\ &= 1,2593 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m \end{aligned}$$

Mechanical Energy Balance :

$$\begin{aligned} \Delta P &= P_2 - P_1 \\ &= 17,41 \text{ psia} \\ &= 2507,103 \text{ lbf/ft}^2 \end{aligned}$$

$$v_1 = 0$$

$$v_2 = 2,66 \text{ ft/s}$$

$$\begin{aligned} W_s &= \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{g}{g_c} \Delta Z + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \times \alpha \times g_c} + \Sigma F \quad \boxed{\text{Persamaan Bernoulli}} \\ W_s &= 40,4634 + 1 \times 16,40 + \frac{7,0836 - 0}{2 \times 1,0 \times 32,17} + 1,26 \\ &= 56,867 + 0,11 + 1,26 = -58,2 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m \end{aligned}$$

Kapasitas = 2,66 ft<sup>3</sup>/s. maka :

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi pompa, } \eta &= 1 - 0,12 q^{-0,27} \\ &= 91\% \end{aligned}$$

(Ulrich, pers 4-95a hal 205)

$$\begin{aligned} W_s &= -\eta_p \times W_p \\ -58,2 &= -91\% \times W_p \\ W_f &= 64,1 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{m \times W_p}{550} \\ &= \frac{164,91 \times 64,1}{550} \\ &= 19,23 \text{ hp} \\ &= 19,23 \text{ hp} \end{aligned}$$

(Geankoplis, pers. 3.3-2 hal 145)

Efisiensi motor,  $\eta_m$  94%

(Peters & Timmerhauss, Gb.14-38 hal 521)

$$\begin{aligned} \text{Konsumsi} &= \frac{\text{BHP}}{\eta_m} \\ \text{Power} &= \frac{19,23}{0,94} \\ &= 20,46 \quad (\text{lb}_f \cdot (\text{ft})/\text{s}) \\ &= 20,46 \quad \text{hp} \end{aligned}$$

Jadi, digunakan power 20,46 hp

**Spesifikasi Pompa Demin Water 1 (L-333) :**

Kapasitas	=	269.280	kg/jam
Diameter pipa	=	8,625	in IP: 40
Panjang pipa	=	30	m
Beda ketinggian	=	5	m
Elbow 90°	=	2	buah
Globe valve	=	1	buah ( <i>wide open</i> )
Gate valve	=	1	buah ( <i>wide open</i> )
Head pompa ( $W_s$ )	=	-58,2	( $\text{lb}_f \cdot (\text{ft})/\text{lb}_m$ )
$W_p$	=	64,1	( $\text{lb}_f \cdot (\text{ft})/\text{lb}_m$ )
Efisiensi pompa ( $\eta_p$ )	=	91%	
Efisiensi motor ( $\eta_m$ )	=	94%	
Power motor	=	20,46	hp = 0,0153 MWatt
Jumlah	=	1	Unit

### C.11. Syngas Cooler E-212

Fungsi : Mendinginkan Syngas  
 Tipe : 1-2 Shell and Tube  
 Bahan Konstruksi : Carbon Steel  
 Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi :

#### a. Fluida Dingin

$t_1 = 379,139 \text{ } ^\circ\text{C} = 652,289 \text{ K} = 714,450 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $t_2 = 542 \text{ } ^\circ\text{C} = 814,940 \text{ K} = 1.007 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $T_{\text{avg}} = 460,465 \text{ } ^\circ\text{C} = 733,615 \text{ K} = 860,836 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 Tekanan Operasi = 28,0 bar  
 Laju Alir massa = 108.308 kg/jam = 238.774,52 lb/jam  
 Laju Alir Molar = 3.734,76 kmol/jam

#### b. Fluida Panas

$T_1 = 928 \text{ } ^\circ\text{C} = 1.201,4 \text{ K} = 1.703 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $T_2 = 600 \text{ } ^\circ\text{C} = 873,15 \text{ K} = 1.112 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $T_{\text{avg}} = 764 \text{ } ^\circ\text{C} = 1.037,3 \text{ K} = 1.407 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 Tekanan Operasi = 28 bar  
 Laju Alir Massa = 36.210,3 kg/jam = 79.829 lb/jam  
 Beban Panas (Q) = 19.201.821 kJ/jam = 18.199.743,4 Btu/jam

Menentukan Spesifikasi HE

#### a. Penentuan $\Delta T_{\text{LMTD}}$

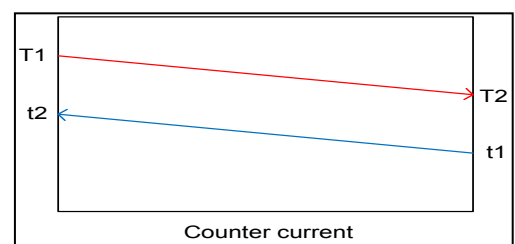
Hot Fluid (F)		Cold Fluid (F)	diff
1.703	Higher	1.007	696
1.112	Lower	714,45	397,550
591	diff	292,773	298,041

$\Delta t_1$

$\Delta t_2$

Untuk aliran Counter Current

$$\begin{aligned} \Delta T_{\text{LMTD}} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left( \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} \\ &= \frac{397,6 - 696}{\ln \left( \frac{397,550}{696} \right)} \\ &= 532,748 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$



Karena Suhu Hot fluid sama maka,

$$\begin{aligned} R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} & S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\ &= \frac{2,018}{2,018} & &= \frac{0,296}{0,296} \end{aligned}$$

Dari Fig. 18 didapat  $FT = 0,95$  karena  $R = 0$ , sehingga

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \Delta T = 506,1 \text{ } ^\circ\text{F}$$

**b. Menghitung Tc (Caloric Temperature)**

$$T_c = \frac{(T_2 + T_1)}{2} = \frac{(1.112 + 1.703)}{2} = 1.407 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{(t_2 + t_1)}{2} = \frac{(1.007 + 714,4)}{2} = 860,8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Cek penentuan tipe HE

**c. Penentuan Harga Ud awal**

Untuk Fluida Panas Gas dan Fluida Dingin Air

$$U_d = 80 - 100 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{hr}$$

$$\text{Trial } U_d = 100 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{hr}$$

(Seider hal 424, 2th ed 2003)

**d. Penentuan Luas Perpindahan Awal**

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{LMTD}} \\ &= \frac{18.199.743,356}{100 \times 506,111} \\ &= 359,600 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

**e. Trial Ukuran spesifikasi**

Dari tabel 10, kern dipilih pipa dengan spesifikasi ;

$$\text{OD tube} = 1,00 \text{ in} = 0,083 \text{ ft}$$

$$\text{ID tube} = 0,902 \text{ in} = 0,075 \text{ ft}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$A't = 0,639 \text{ in}^2 \quad A_t = \text{flow area per tube}$$

$$A_o = 0,262 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad A_o = \text{surface area per lin ft}$$

$$L = 12 \text{ ft} = 144 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube (Nt)} &= \frac{A}{L \times A_o} \\ &= \frac{359,600}{12 \times 0,262} \\ &= 114,5 \\ &= 114,5 \text{ buah tube} \end{aligned}$$

Dari tabel 9, kern dipilih

$$\text{odt} = 1 \text{ in} \quad \text{outside diameter tube}$$

$$\text{Pola tube} = \text{Triangular pitch}$$

Alasan = Triangular pitch memberikan turbulensi yang tinggi sehingga transfer panas lebih baik

$$P_t = 1,25$$

$$\text{ID shell} = 17,25$$

$$\text{Buffle spacing} = 0,75 * \text{ID shell} = 13$$

$$N_t = 114$$

$$\text{pass(n)} = 2$$

$$C' = P_t - \text{Odt} = 0,25$$

$$N_t \text{ standard} = 118 \text{ buah}$$

(Appendix tabel 9, kern)

**f. Koreksi harga Ud**

$$\begin{aligned}
 Ud' &= \frac{Nt \times Ud \text{ trial}}{Nt \text{ standard}} \\
 &= \frac{114,5 \times 100}{118} \\
 &= 97,003 \\
 Ud &= \frac{Q}{A \times \Delta T_{LMTD}} \\
 &= \frac{18.199.743,356}{359,6 \times 506,111} \\
 &= 100 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{hr}
 \end{aligned}$$

Kesimpulan Sementara :

**Shell**

ID shell = 17,25 in  
 Buffle spacing = 13 in = 1,078 ft  
 pass (n) = 1  
 de = 0,99 in (Appendix Fig. 28 Kern)

**Tube**

ID = 0,902 in  
 OD tube = 1 in = 0,083 ft  
 L = 12 ft = 144 in  
 pass (n) = 2  
 Nt = 118  
 Pt = 1,25 in  
 C' = 0,25 in  
 A't = 1,000 in<sup>2</sup>  
 Ao = 0,902 ft<sup>2</sup>/ft

**DATA YANG DIBUTUHKAN**

**Viskositas Udara**

$T_{avg} = 460,465 \text{ } ^\circ\text{C} = 733,615 \text{ K}$   
 $\mu \text{ Udara} = 0,03698 \text{ cP}$   
 $= 0,09 \text{ lb/ ft} \cdot \text{jam}$

**Viskositas Syngas**

$T_{avg} = 764,1 \text{ } ^\circ\text{C} = 1.037,27 \text{ K}$   
 $\mu = 0,043 \text{ cP}$   
 $= 0,10 \text{ lb/ ft} \cdot \text{jam}$

**Densitas Udara**

$T_{avg} = 0,000 \text{ } ^\circ\text{C} = 273,150 \text{ K}$   
 $\rho \text{ Udara} = 14,1 \text{ kg/m}^3$   
 $= 0,88 \text{ lb/ft}^3$

**Densitas Syngas**

$T_{avg} = 764,115 \text{ } ^\circ\text{C} = 1.037 \text{ K}$   
 $\rho \text{ Syngas} = 7,0 \text{ kg/m}^3$   
 $= 0,44 \text{ lb/ft}^3$

**Thermal Conductivity Udara**

$k = 0,031$   
 $\text{Btu/}(\text{jam})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F/ft})$

**Thermal Conductivity Syngas**

$k = 0,073$   
 $\text{Btu/}(\text{jam})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F/ft})$

**Spesifik Heat Udara**

$$c = 7,6230 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

**Spesifik Heat Syngas**

$$c = 7,8930 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

**EVALUASI PERPINDAHAN PANAS****Shell Side - Fluida Panas****- Menghitung Flow Area**

$$\text{ID shell} = 17 \text{ in}$$

$$\text{Pt} = 1$$

$$\text{B} = 12,9 \text{ in}$$

$$\text{C}' = 0,25$$

$$\text{As} = \frac{\text{ID shell} \times \text{C}' \times \text{B}}{144 \times \text{P}_T}$$

$$= \frac{17 \times 0,250 \times 13}{144 \times 1}$$

$$= 0,31 \text{ ft}^2 \quad (\text{Kern, Eq. 7.48})$$

**- Menghitung Gs**

$$\text{Gs} = \frac{\text{W}}{\text{As}} \quad (\text{Kern, Eq. 7.2})$$

$$= \frac{79.828,595}{0,310}$$

$$= 257.544,05 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

**- Menghitung bilangan Re**

$$\text{Pada } \text{T}_{\text{avg}} = 764 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\mu = 0,104 \text{ lb/ft. F}$$

$$\text{De} = 0,990 \text{ in}$$

$$= 0,083 \text{ ft}$$

$$\text{Re}_s = \frac{\text{De} \times \text{Gs}}{\mu}$$

$$= \frac{0,083 \times 257.544}{0,104}$$

$$= 204.041,618$$

**- Mencari jH**

$$\text{jH} = 300$$

(Appendix Kern, Fig. 28)

**- Menghitung ho**

$$c = 7,893 \text{ Btu/lb F}$$

$$k = 0,073 \text{ Btu/lb F}$$

**Tube Side- Fluida Dingin****- Menghitung Flow Area**

$$\text{A}'_t = 0,639 \text{ in}^2$$

$$\text{N}_t = 118$$

$$n = 2$$

$$\text{A}_t = \frac{\text{N}_t \times \text{A}'_t}{144 \times n}$$

$$= \frac{118 \times 0,639}{144 \times 2}$$

$$= 0,262 \text{ ft}^2 \quad (\text{Kern, Eq. 7.48})$$

**- Menghitung Gt**

$$\text{G}_t = \frac{\text{W}}{\text{A}_t}$$

$$= \frac{238.775}{0,262}$$

$$= 912.005,80 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

**- Menghitung bilangan Re**

$$\text{Pada } \text{T}_{\text{avg}} = 460 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\mu = 0,089 \text{ lb/ft. F}$$

(Kern, Fig. 15)

$$\text{D}_t = 0,902 \text{ in}$$

$$= 0,075 \text{ ft}$$

$$\text{Re}_t = \frac{\text{D}_t \times \text{G}_t}{\mu}$$

$$= \frac{0,08 \times 912.005,8}{0,089}$$

$$= 766.020,901$$

**- Mencari jH**

$$\text{jH} = 650$$

(Appendix Kern, Fig.24)

**- Menghitung hi**

$$k = 0,031 \text{ Btu/lb F}$$

$$c = 7,623 \text{ Btu/lb F}$$



$$\begin{aligned}
 h_o &= jH \times \frac{k}{D_e} \times \left( \frac{c \times \mu}{k} \right)^{1/3} & h_i &= jH \times \frac{k}{ID} \times \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\
 &= 300 \times \frac{0,073}{0,083} & &= 650 \times \frac{0,031}{0,075} \\
 &\quad \left( \frac{7,893 \times 0,10}{0,073} \right)^{1/3} & &\quad \left( \frac{7,62 \times 0,089}{0,031} \right)^{1/3} \\
 &= 3.406,253 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F} & &= 7.612,444 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F} \\
 \\
 h_{io} &= h_i \times \frac{ID \ t}{DO \ t} & & \\
 &= 7.612,4 \times \frac{0,075}{0,083} & & \\
 &= 6.866,425 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F} & & \\
 & & & \text{(Kern, Eq. 6.5)}
 \end{aligned}$$

**g. Menghitung clean overall coefficient (Uc)**

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{6.866,42 \times 3.406,25}{6.866,42 + 3.406,25} \\
 &= 2.276,8 \text{ Btu/hr.Ft}^2 \text{ F}
 \end{aligned}$$

**h. Menghitung Dirt Factor**

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

Catatan :

Pada kern, tabel 12, ditetapkan :

Rd	Shell	=	0,01	Syngas
	Tube	=	0,001	Udara

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{2.276,79 - 100}{2.276,79 \times 100} \\
 &= 0,009561
 \end{aligned}$$

Rd hitungan > Rd yang ditetapkan

## PRESURE DROP

### Shell Side - Fluida Panas

**- Menentukan faktor friksi**

$$\begin{aligned} T_{avg} &= 764 \text{ } ^\circ\text{C} \\ \mu &= 0,1041 \text{ lb/ft. h} \\ D_e &= 0,990 \text{ in} \\ &= 0,083 \text{ ft} \\ Re &= 204.041,618 \\ f &= 0,00010 \text{ (Kern, Fig. 29)} \end{aligned}$$

**- Menghitung jumlah crosses**

$$\begin{aligned} N + 1 &= 12 \times \left( \frac{L}{B} \right) \\ &= 12 \times \left( \frac{12}{13} \right) \\ &= 11,1 \\ &\text{(Kern, Eq. 7.43)} \end{aligned}$$

**- Menghitung nilai  $\Delta P_s$**

$$\begin{aligned} \rho_{\text{zat}} &= 7,049 \text{ kg/m}^3 \\ &= 0,4400 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} s.g &= \frac{\rho_{\text{zat}}}{\rho_{\text{udara}}} \\ &= \frac{0,4400}{0,00073} \\ &= 605,615 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{0,5 f \times G_s^2 \times D_s \times (N+1)}{5,220 \times 10^{10} \times D_e \times S_g} \\ &= \frac{0,5 \times 0,0001 \times 66.328.938.152}{5,22 \times 10.000.000.000} \\ &\times \frac{1,44 \times 11,1}{0,08 \times 605,615} \\ &= 0,000020 \text{ Psia} \end{aligned}$$

$\Delta P_s < 2$  psia berarti memenuhi

### Tube Side- Fluida Dingin

**- Menentukan faktor friksi**

$$\begin{aligned} Re_t &= 766.020,901 \\ f &= 0,000100 \text{ (Kern Fig. 26)} \end{aligned}$$

**- Menghitung nilai  $\Delta P_t$**

$$\begin{aligned} T_{avg} &= 460 \text{ } ^\circ\text{C} \\ \rho_{\text{Udara}} &= 0,878 \text{ lb/ft}^3 \\ s_g &= \frac{\rho_{\text{zat}}}{\rho_{\text{air}}} \\ &= \frac{0,878}{0,00073} \\ &= 1.208,8 \\ \Delta P_t &= \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,2 \times 10^{10} \times D_e \times S_g} \\ &= \frac{1E-04 \times 8,E+11 \times}{5,22 \times 10.000.000.000 \times} \\ &\frac{12 \times 2}{0,90 \times 1,E+03} \\ &= 0,00004 \text{ Psia} \\ &\text{(kern eq.7.45)} \end{aligned}$$

**- Menghitung nilai  $\Delta P_r$**

$$\begin{aligned} G_t &= 912.006 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam} \\ \frac{V^2}{2g'} &= 0,00 \text{ (Kern, Fig. 27)} \\ &\text{diabaikan} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_n &= \frac{4 \times n \times V^2 \times 62,5}{s_g \times 2g' \times 144} \\ &= \frac{4 \times 2 \times 0,000 \times 62,5}{1.208,825 \times 144} \\ &= 0,0000 \text{ Psia} \end{aligned}$$

**- Menghitung nilai  $\Delta P_T$**

$$\begin{aligned} \Delta P_T &= \Delta P_t + \Delta P_n \\ &= 0,00 + 0,000 \\ &= 0,00004 \text{ Psia} \end{aligned}$$

$\Delta P_T < 2$  psia berarti memenuhi

**Tabel C.11 Syngas Cooler E-221**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No. Kode	E-212
Fungsi	Memanaskan feed reaktor
Tipe	1-2 Shell and Tube
Bahan Konstruksi	<i>Shell : Carbon Steel</i>
	<i>Tube : Carbon Steel</i>
Jumlah	1 unit
Shell :	
ID	17 in
Baffle Spacing	13 in
Tube :	
OD	0,902 in
ID	1,000 in
$P_T$ ( <i>Triangular</i> )	1,250 in
Panjang	12 ft
Jumlah Tube (Nt)	118
BWG	18
$\Delta P$ (allowed)	2 psia
Dirt factor (Rd)	0,0096

### C.12. Syngas Cooler E-213

Fungsi : Mendinginkan Syngas  
 Tipe : 1-2 Shell and Tube  
 Bahan Konstruksi : Carbon Steel  
 Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi :

#### a. Fluida Dingin

$t_1 = 59,244 \text{ } ^\circ\text{C} = 332,394 \text{ K} = 138,639 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $t_2 = 69 \text{ } ^\circ\text{C} = 342,075 \text{ K} = 156 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $T_{\text{avg}} = 64,084 \text{ } ^\circ\text{C} = 337,234 \text{ K} = 147,352 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 Tekanan Operasi = 1 bar  
 Laju Alir massa = 158.000,0 kg/jam = 348.324,515 lb/jam

#### b. Fluida Panas

$T_1 = 600 \text{ } ^\circ\text{C} = 873,15 \text{ K} = 1.112 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $T_2 = 300 \text{ } ^\circ\text{C} = 573,15 \text{ K} = 572 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $T_{\text{avg}} = 450 \text{ } ^\circ\text{C} = 723,15 \text{ K} = 842 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 Tekanan Operasi = 28,00 bar  
 Laju Alir Massa = 36.210,25 kg/jam = 79.828,6 lb/jam  
 Beban Panas (Q) = 15.861.732 kJ/jam = 15.033.962,5 Btu/jam  
 Menentukan Spesifikasi HE

#### a. Penentuan $\Delta T_{\text{LMTD}}$

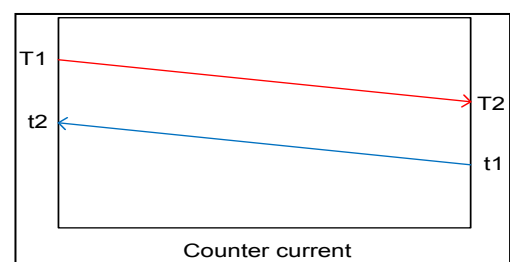
Hot Fluid (F)		Cold Fluid (F)	diff
1.112	Higher	156	956
572	Lower	138,64	433,361
540	diff	17,426	522,574

$\Delta t_1$

$\Delta t_2$

Untuk aliran Counter Current

$$\begin{aligned} \Delta T_{\text{LMTD}} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left( \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} \\ &= \frac{433,4 - 956}{\ln \left( \frac{433,361}{956} \right)} \\ &= 660,551 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$



Karena Suhu Hot fluid sama maka,

$$\begin{aligned} R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} & S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\ &= \frac{30,988}{30,988} & &= 0,018 \end{aligned}$$

Dari Fig. 18 Kern didapat FT = 1 karena R = 0, sehingga

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \Delta T = 660,6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

**b. Menghitung Tc (Caloric Temperature)**

$$T_c = \frac{(T_2 + T_1)}{2} = \frac{(572 + 1.112)}{2} = 842 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{(t_2 + t_1)}{2} = \frac{(156 + 138,6)}{2} = 147,4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Cek penentuan tipe HE

**c. Penentuan Harga Ud awal**

Untuk Fluida Panas Gas dan Fluida Dingin Water

$$U_d = 2 - 50 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{hr}$$

$$\text{Trial } U_d = 50 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{hr}$$

(Seider hal 424, 2th ed 2003)

**d. Penentuan Luas Perpindahan Awal**

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{LMTD}} \\ &= \frac{15.033.962,474}{50 \times 660,551} \\ &= 455,195 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

**e. Trial Ukuran spesifikasi**

Dari tabel 10, kern dipilih pipa dengan spesifikasi ;

$$\text{OD tube} = 1,00 \text{ in} = 0,083 \text{ ft}$$

$$\text{ID tube} = 0,902 \text{ in} = 0,075 \text{ ft}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$A_t = 0,639 \text{ in}^2 \quad A_t = \text{flow area per tube}$$

$$A_o = 0,262 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad A_o = \text{surface area per lin ft}$$

$$L = 14 \text{ ft} = 168 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube (Nt)} &= \frac{A}{L \times A_o} \\ &= \frac{455,195}{14 \times 0,262} \\ &= 124,2 \\ &= 124 \text{ buah tube} \end{aligned}$$

Dari tabel 9, kern dipilih

$$\text{odt} = 1 \text{ in} \quad \text{outside diameter tube}$$

$$\text{Pola tube} = \text{Triangular pitch}$$

Alasan = Triangular pitch memberikan turbulensi yang tinggi sehingga transfer panas lebih baik

$$P_t = 1,25$$

$$\text{ID shell} = 17,25$$

$$\text{Buffle spacing} = 0,75 * \text{ID shell} = 13$$

$$N_t = 124$$

$$\text{pass(n)} = 2$$

$$C' = P_t - \text{Odt} = 0,25$$

$$N_t \text{ standard} = 118 \text{ buah} \quad (\text{Appendix tabel 9, kern})$$

**f. Koreksi harga Ud**

$$\begin{aligned}
 Ud' &= \frac{Nt \times Ud \text{ trial}}{Nt \text{ standard}} \\
 &= \frac{124,2 \times 50}{118} \\
 &= 52,624 \\
 Ud &= \frac{Q}{A \times \Delta T_{LMTD}} \\
 &= \frac{15.033.962,474}{455,2 \times 660,551} \\
 &= 50 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{hr}
 \end{aligned}$$

Kesimpulan Sementara :

**Shell**

ID shell = 17,25 in  
 Buffle spacing = 13 in = 1,078 ft  
 pass (n) = 1  
 de = 0,72 in (Appendix Fig. 28 Kern)

**Tube**

ID = 0,902 in  
 OD tube = 1 in = 0,083 ft  
 L = 14 ft = 168 in  
 pass (n) = 2  
 Nt = 118  
 Pt = 1,25 in  
 C' = 0,25 in  
 A't = 1,000 in<sup>2</sup>  
 Ao = 0,902 ft<sup>2</sup>/ft

**DATA YANG DIBUTUHKAN**

**Viskositas Water**

T<sub>avg</sub> = 64,084 °C = 337,234 K  
 μ water = 0,454 cP  
 = 1,10 lb/ ft.jam

**Viskositas Syngas**

T<sub>avg</sub> = 450,000 °C = 723,150 K  
 μ = 0,0315 cP  
 = 0,08 lb/ ft.jam

**Densitas Water**

T<sub>avg</sub> = 0,000 °C = 273,150 K  
 ρ = 979,4 kg/m<sup>3</sup>  
 = 61,14 lb/ft<sup>3</sup>

**Densitas Syngas**

T<sub>avg</sub> = 450,000 °C = 723,150 K  
 ρ Syngas = 10,1 kg/m<sup>3</sup>  
 = 0,63 lb/ft<sup>3</sup>

**Thermal Conductivity Water**

k = 0,378  
 Btu/(jam)(ft<sup>2</sup>)(°F/ft)

**Thermal Conductivity Syngas**

k = 0,056  
 Btu/(jam)(ft<sup>2</sup>)(°F/ft)

**Spesifik Heat Water**

$$c = 18,64 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

**Spesifik Heat Syngas**

$$c = 7,5170 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

**EVALUASI PERPINDAHAN PANAS****Shell Side - Fluida Panas****- Menghitung Flow Area**

$$\text{ID shell} = 17 \text{ in}$$

$$\text{Pt} = 1$$

$$\text{B} = 12,9 \text{ in}$$

$$\text{C}' = 0,25$$

$$\text{As} = \frac{\text{ID shell} \times \text{C}' \times \text{B}}{144 \times \text{P}_T}$$

$$= \frac{17 \times 0,250 \times 13}{144 \times 1}$$

$$= 0,31 \text{ ft}^2$$

(Kern, Eq. 7.48)

**- Menghitung Gs**

$$\text{Gs} = \frac{\text{W}}{\text{As}} \quad (\text{Kern, Eq. 7.2})$$

$$= \frac{79.828,595}{0,310}$$

$$= 257.544,05 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

**- Menghitung bilangan Re**

$$\text{Pada } \text{T}_{\text{avg}} = 450 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\mu = 0,076 \text{ lb/ft. F}$$

$$\text{De} = 0,720 \text{ in}$$

$$= 0,060 \text{ ft}$$

$$\text{Re}_s = \frac{\text{De} \times \text{Gs}}{\mu}$$

$$= \frac{0,060 \times 257.544}{0,076}$$

$$= 202.839,571$$

**- Mencari jH**

$$\text{jH} = 300$$

(Appendix Kern, Fig. 28)

**- Menghitung ho**

$$k = 0,056 \text{ Btu/lb F}$$

$$c = 7,517 \text{ Btu/lb F}$$

**Tube Side- Fluida Dingin****- Menghitung Flow Area**

$$\text{A}'_t = 1,000 \text{ in}^2$$

$$\text{N}_t = 118$$

$$n = 2$$

$$\text{A}_t = \frac{\text{N}_t \times \text{A}'_t}{144 \times n}$$

$$= \frac{118 \times 1,000}{144 \times 2}$$

$$= 0,410 \text{ ft}^2$$

(Kern, Eq. 7.48)

**- Menghitung Gt**

$$\text{G}_t = \frac{\text{W}}{\text{A}_t}$$

$$= \frac{348.325}{0,410}$$

$$= 850.147,97 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

**- Menghitung bilangan Re**

$$\text{Pada } \text{T}_{\text{avg}} = 64 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\mu = 1,099 \text{ lb/ft. F}$$

(Kern, Fig. 15)

$$\text{D}_t = 0,902 \text{ in}$$

$$= 0,075 \text{ ft}$$

$$\text{Re}_t = \frac{\text{D}_t \times \text{G}_t}{\mu}$$

$$= \frac{0,075 \times 850.148}{1,099}$$

$$= 58.163,240$$

**- Mencari jH**

$$\text{jH} = 120$$

(Appendix Kern, Fig.24)

**- Menghitung hi**

$$c = 18,640 \text{ Btu/lb F}$$

$$k = 0,378 \text{ Btu/lb F}$$

$$\begin{aligned}
 h_o &= j_H \times \frac{k}{D_e} \times \left( \frac{c}{k} \times \mu \right)^{1/3} & h_i &= j_H \times \frac{k}{ID} \times \left( \frac{C_p}{k} \times \mu \right)^{1/3} \\
 &= 300 \times \frac{0,056}{0,060} \times \left( \frac{7,52 \times 0,08}{0,056} \right)^{1/3} & &= 120 \times \frac{0,378}{0,075} \times \left( \frac{18,64 \times 1,099}{0,378} \right)^{1/3} \\
 &= 4.152,104 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F} & &= 4.367,789 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F} \\
 & & h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{DO} \\
 & & &= 4.367,8 \times \frac{0,075}{0,083} \\
 & & &= 3.939,746 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F} \\
 & & & \text{(Kern, Eq. 6.5)}
 \end{aligned}$$

**g. Menghitung clean overall coefficient (Uc)**

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{3.939,75 \times 4.152,10}{3.939,75 + 4.152,10} \\
 &= 2.021,57 \text{ Btu/hr.Ft}^2 \text{ F}
 \end{aligned}$$

**h. Menghitung Dirt Factor**

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

Catatan :

Pada kern, tabel 12, ditetapkan :

Rd	Shell	=	0,01	Syngas
	Tube	=	0,002	Water

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{2.021,57 - 50}{2.021,57 \times 50} \\
 &= 0,019505
 \end{aligned}$$

Rd hitungan > Rd yang ditetapkan



## PRESURE DROP

### Shell Side - Fluida Panas

**- Menentukan faktor friksi**

$$\begin{aligned} T_{avg} &= 450 \text{ } ^\circ\text{C} \\ \mu &= 0,0762 \text{ lb/ft. h} \\ D_e &= 0,720 \text{ in} \\ &= 0,060 \text{ ft} \\ Re &= 202.839,571 \\ f &= 0,00130 \text{ (Kern, Fig. 29)} \end{aligned}$$

**- Menghitung jumlah crosses**

$$\begin{aligned} N + 1 &= 12 \times \left( \frac{L}{B} \right) \\ &= 12 \times \left( \frac{14}{13} \right) \\ &= 13,0 \\ &\text{(Kern, Eq. 7.43)} \end{aligned}$$

**- Menghitung nilai  $\Delta P_s$**

$$\begin{aligned} \rho_{\text{zat}} &= 0,630 \text{ kg/m}^3 \\ &= 0,0393 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} s.g &= \frac{\rho_{\text{zat}}}{\rho_{\text{udara}}} \\ &= \frac{0,0393}{0,0007} \\ &= 54,116 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{0,5 f \times G_s^2 \times D_s \times (N+1)}{5,220 \times 10^{10} \times D_e \times S_g} \\ &= \frac{0,5 \times 0,0013 \times 66.328.938.152}{5,22 \times 10.000.000.000} \\ &\quad \times \frac{1,44 \times 13,0}{0,06 \times 54,116} \\ &= 0,0047 \text{ Psia} \end{aligned}$$

$\Delta P_s < 2$  psia berarti memenuhi

### Tube Side- Fluida Dingin

**- Menentukan faktor friksi**

$$\begin{aligned} Re_t &= 58.163,240 \\ f &= 0,001600 \text{ (Kern Fig. 26)} \end{aligned}$$

**- Menghitung nilai  $\Delta P_t$**

$$\begin{aligned} T_{avg} &= 64 \text{ } ^\circ\text{C} \\ \rho_{\text{Udara}} &= 61,140 \text{ lb/ft}^3 \\ s_g &= \frac{\rho_{\text{zat}}}{\rho_{\text{air}}} \\ &= \frac{61,140}{62,5} \\ &= 0,978238 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,2 \times 10^{10} \times D_e \times S_g} \\ &= \frac{0,002 \times 7,5E+11 \times 2}{5,22 \times 10.000.000.000 \times 14 \times 0,978} \\ &= 0,703 \text{ Psia} \\ &\text{(kern eq.7.45)} \end{aligned}$$

**- Menghitung nilai  $\Delta P_r$**

$$G_t = 850.148 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \frac{V^2}{2g'} &= 0,000 \text{ (Kern, Fig. 27)} \\ &\text{diabaikan} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_n &= \frac{4 \times n \times V^2 \times 62,5}{s_g \times 2g' \times 144} \\ &= \frac{4 \times 2 \times 0,000 \times 62,5}{0,978 \times 144} \\ &= 0,000 \text{ Psia} \end{aligned}$$

**- Menghitung nilai  $\Delta P_T$**

$$\begin{aligned} \Delta P_T &= \Delta P_t + \Delta P_n \\ &= 0,703 + 0,000 \\ &= 0,703 \text{ Psia} \end{aligned}$$

$\Delta P_T < 2$  psia berarti memenuhi

**Tabel C.12 Syngas Cooler E-213**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No. Kode	E-213
Fungsi	Memanaskan feed reaktor
Tipe	1-2 Shell and Tube
Bahan Konstruksi	<i>Shell : Carbon Steel</i>
	<i>Tube : Carbon Steel</i>
Jumlah	1 unit
Shell :	
ID	17 in
Baffle Spacing	13 in
Tube :	
OD	0,902 in
ID	1,000 in
$P_T$ ( <i>Triangular</i> )	1,250 in
Panjang	14 ft
Jumlah Tube (Nt)	118
BWG	18
$\Delta P$ (allowed)	2 psia
Dirt factor (Rd)	0,0195

### C.13. Condensor E-343

Fungsi : Mengkondensasi Steam pada Off Season  
 Tipe : 1-2 Shell and Tube  
 Bahan Konstruksi : Carbon Steel  
 Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi :

#### a. Fluida Dingin

$t_1 = 30,000 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,150 \text{ K} = 86,000 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $t_2 = 100 \text{ } ^\circ\text{C} = 373,150 \text{ K} = 212 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $T_{\text{avg}} = 65,000 \text{ } ^\circ\text{C} = 338,150 \text{ K} = 149,000 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 Tekanan Operasi = 1,2 bar  
 Laju Alir massa = 940.582 kg/jam = 2.073.593,5 lb/jam

#### b. Fluida Panas

$T_1 = 134 \text{ } ^\circ\text{C} = 406,68 \text{ K} = 272 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $T_2 = 45 \text{ } ^\circ\text{C} = 318,15 \text{ K} = 113 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $T_{\text{avg}} = 89 \text{ } ^\circ\text{C} = 362,42 \text{ K} = 193 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 Tekanan Operasi = 3 bar  
 Laju Alir Massa = 151.656 kg/jam = 334.340 lb/jam  
 Beban Panas (Q) = 116.531.252 kJ/jam = 110.449.882 Btu/jam

Menentukan Spesifikasi HE

#### a. Penentuan $\Delta T_{\text{LMTD}}$

Hot Fluid (F)		Cold Fluid (F)	diff
272	Higher	212	60
113	Lower	86,00	27,000
159	diff	126,000	33,354

$\Delta t_1$

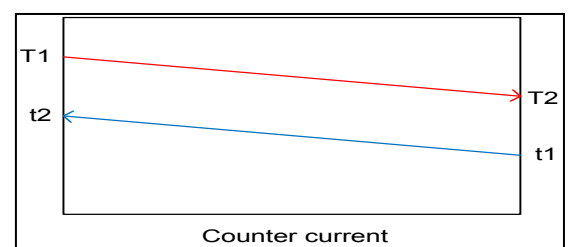
$\Delta t_2$

Untuk aliran Counter Current

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left( \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)}$$

$$= \frac{27,0 - 60}{\ln \left( \frac{27,000}{60} \right)}$$

$$= 41,465 \text{ } ^\circ\text{F}$$



Karena Suhu Hot fluid sama maka,

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 1,265 \quad S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,676$$

Dari Fig. 18 Kern didapat FT = 0,9 karena R = 0, sehingga

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \Delta T = 37,3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

**b. Menghitung Tc (Caloric Temperature)**

$$T_c = \frac{(T_2 + T_1)}{2} = \frac{(113 + 272)}{2} = 193 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{(t_2 + t_1)}{2} = \frac{(212 + 86,0)}{2} = 149,0 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Cek penentuan tipe HE

**c. Penentuan Harga Ud awal**

Untuk Fluida Panas Steam dan Fluida Dingin Water

$$Ud = 200 - 700 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{hr}$$

$$\text{Trial Ud} = 700 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{hr}$$

(Seider hal 424, 2th ed 2003)

**d. Penentuan Luas Perpindahan Awal**

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{Ud \times \Delta T_{LMTD}} \\ &= \frac{110.449.881,853}{700 \times 37,318} \\ &= 4.228,084 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

**e. Trial Ukuran spesifikasi**

Dari tabel 10, kern dipilih pipa dengan spesifikasi ;

$$\text{OD tube} = 0,75 \text{ in} = 0,063 \text{ ft}$$

$$\text{ID tube} = 0,652 \text{ in} = 0,054 \text{ ft}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$A't = 0,334 \text{ in}^2 \quad A_t = \text{flow area per tube}$$

$$A_o = 0,196 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad A_o = \text{surface area per lin ft}$$

$$L = 20 \text{ ft} = 240 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube (Nt)} &= \frac{A}{L \times A_o} \\ &= \frac{4.228,084}{20 \times 0,196} \\ &= 1.077 \\ &= 1.077 \text{ buah tube} \end{aligned}$$

Dari tabel 9, kern dipilih

$$\text{odt} = 0,75 \text{ in} \quad \text{outside diameter tube}$$

$$\text{Pola tube} = \text{Triangular pitch}$$

Alasan = Triangular pitch memberikan turbulensi yang tinggi sehingga transfer panas lebih baik

$$Pt = 1,00$$

$$\text{ID shell} = 37$$

$$\text{Buffle spacing} = 0,75 * \text{ID shell} = 28$$

$$Nt = 1.077$$

$$\text{pass(n)} = 1$$

$$C' = Pt - \text{Odt} = 0,25$$

$$Nt \text{ standard} = 1.074 \text{ buah}$$

(Appendix tabel 9, kern)

**f. Koreksi harga Ud**

$$\begin{aligned}
 Ud' &= \frac{Nt \times Ud \text{ trial}}{Nt \text{ standard}} \\
 &= \frac{1.077 \times 700}{1.074} \\
 &= 701,919 \\
 Ud &= \frac{Q}{A \times \Delta T_{LMTD}} \\
 &= \frac{110.449.881,853}{4.228 \times 37,318} \\
 &= 700 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{hr}
 \end{aligned}$$

Kesimpulan Sementara :

**Shell**

ID shell = 37,00 in  
 Buffle spacing = 28 in = 2,313 ft  
 pass (n) = 1  
 de = 0,72 in (Appendix Fig. 28 Kern)

**Tube**

ID = 0,652 in  
 OD tube = 1 in = 0,063 ft  
 L = 20 ft = 240 in  
 pass (n) = 1  
 Nt = 1.074  
 Pt = 1,00 in  
 C' = 0,25 in  
 A't = 0,750 in<sup>2</sup>  
 Ao = 0,652 ft<sup>2</sup>/ft

**DATA YANG DIBUTUHKAN**

**Viskositas Water**

$T_{avg} = 65,000 \text{ } ^\circ\text{C} = 338,150 \text{ K}$   
 $\mu = 0,4298 \text{ cP}$   
 $= 1,04 \text{ lb/ ft} \cdot \text{jam}$

**Viskositas Water**

$T_{avg} = 89,265 \text{ } ^\circ\text{C} = 362,415 \text{ K}$   
 $\mu = 0,3149 \text{ cP}$   
 $= 0,76 \text{ lb/ ft} \cdot \text{jam}$

**Densitas Water**

$T_{avg} = 0,000 \text{ } ^\circ\text{C} = 273,150 \text{ K}$   
 $\rho = \frac{976,5}{60,96} \text{ kg/m}^3$   
 $= 60,96 \text{ lb/ft}^3$

**Densitas Water**

$T_{avg} = 89,265 \text{ } ^\circ\text{C} = 362,415 \text{ K}$   
 $\rho = \frac{957,1}{59,75} \text{ kg/m}^3$   
 $= 59,75 \text{ lb/ft}^3$

**Thermal Conductivity Water**

$k = 0,802$   
 $\text{Btu/}(\text{jam})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}/\text{ft})$

**Thermal Conductivity Water**

$k = 0,390$   
 $\text{Btu/}(\text{jam})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}/\text{ft})$

**Spesifik Heat Water**

$$c = 18,65 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

**Spesifik Heat Water**

$$c = 18,82 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

**EVALUASI PERPINDAHAN PANAS****Shell Side - Fluida Panas****- Menghitung Flow Area**

$$\text{ID shell} = 37 \text{ in}$$

$$\text{Pt} = 1$$

$$\text{B} = 27,8 \text{ in}$$

$$\text{C}' = 0,25$$

$$\text{As} = \frac{\text{ID shell} \times \text{C}' \times \text{B}}{144 \times \text{P}_T}$$

$$= \frac{37 \times 0,250 \times 28}{144 \times 1}$$

$$= 1,78 \text{ ft}^2$$

(Kern, Eq. 7.48)

**- Menghitung Gs**

$$\text{Gs} = \frac{\text{W}}{\text{As}} \quad (\text{Kern, Eq. 7.2})$$

$$= \frac{334.339,701}{1,783}$$

$$= 187.562,37 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

**- Menghitung bilangan Re**

$$\text{Pada } \text{T}_{\text{avg}} = 89 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\mu = 0,762 \text{ lb/ft. F}$$

$$\text{De} = 0,720 \text{ in}$$

$$= 0,060 \text{ ft}$$

$$\text{Re}_s = \frac{\text{De} \times \text{Gs}}{\mu}$$

$$= \frac{0,060 \times 187.562}{0,762}$$

$$= 14.767,567$$

**- Mencari jH**

$$\text{jH} = 120$$

(Appendix Kern, Fig. 28)

**- Menghitung hi**

$$k = 0,390 \text{ Btu/lb F}$$

$$c = 18,82 \text{ Btu/lb F}$$

**Tube Side- Fluida Dingin****- Menghitung Flow Area**

$$\text{A}'_t = 0,750 \text{ in}^2$$

$$\text{N}_t = 1.074$$

$$n = 1$$

$$\text{A}_t = \frac{\text{N}_t \times \text{A}'_t}{144 \times n}$$

$$= \frac{1.074 \times 0,750}{144 \times 1}$$

$$= 5,594 \text{ ft}^2$$

(Kern, Eq. 7.48)

**- Menghitung Gt**

$$\text{G}_t = \frac{\text{W}}{\text{A}_t}$$

$$= \frac{2.073.593}{5,594}$$

$$= 370.698,3 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

**- Menghitung bilangan Re**

$$\text{Pada } \text{T}_{\text{avg}} = 65 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\mu = 1,040 \text{ lb/ft. F}$$

(Kern, Fig. 15)

$$\text{D}_t = 0,652 \text{ in}$$

$$= 0,054 \text{ ft}$$

$$\text{Re}_t = \frac{\text{D}_t \times \text{G}_t}{\mu}$$

$$= \frac{0,054 \times 370.698}{1,040}$$

$$= 19.364,449$$

**- Mencari jH**

$$\text{jH} = 130$$

(Appendix Kern, Fig.24)

**- Menghitung ho**

$$c = 18,650 \text{ Btu/lb F}$$

$$k = 0,802 \text{ Btu/lb F}$$

$$\begin{aligned}
 h_o &= jH \times \frac{k}{D_e} \times \left( \frac{c \times \mu}{k} \right)^{1/3} & h_i &= jH \times \frac{k}{ID} \times \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\
 &= 120 \times \frac{0,390}{0,060} \times \left( \frac{18,82 \times 0,76}{0,390} \right)^{1/3} & &= 130 \times \frac{0,802}{0,054} \times \left( \frac{18,65 \times 1,040}{0,802} \right)^{1/3} \\
 &= 4.859,212 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F} & h_{io} &= h_i \times \frac{ID \ t}{DO \ t} \\
 & & &= 6.428,8 \times \frac{0,054}{0,063} \\
 & & &= 5.588,778 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F} \\
 & & & \text{(Kern, Eq. 6.5)}
 \end{aligned}$$

**g. Menghitung clean overall coefficient (Uc)**

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{5.588,78 \times 4.859,212}{5.588,78 + 4.859,212} \\
 &= 2.599,26 \text{ Btu/hr.Ft}^2 \text{ F}
 \end{aligned}$$

**h. Menghitung Dirt Factor**

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

Catatan :

Pada kern, tabel 12, ditetapkan :

Rd	Shell	=	0,01	Syngas
	Tube	=	0,002	Udara

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{2.599,26 - 700}{2.599,26 \times 700} \\
 &= 0,001044
 \end{aligned}$$

Rd hitungan > Rd yang ditetapkan

## PRESURE DROP

### Shell Side - Fluida Panas

**- Menentukan faktor friksi**

$$\begin{aligned} T_{avg} &= 89 \text{ } ^\circ\text{C} \\ \mu &= 0,7621 \text{ lb/ft. h} \\ D_e &= 0,720 \text{ in} \\ &= 0,060 \text{ ft} \\ Re &= 14.767,567 \\ f &= 0,00130 \text{ (Kern, Fig. 29)} \end{aligned}$$

**- Menghitung jumlah crosses**

$$\begin{aligned} N + 1 &= 12 \times \left( \frac{L}{B} \right) \\ &= 12 \times \left( \frac{20}{28} \right) \\ &= 8,6 \\ &\text{(Kern, Eq. 7.43)} \end{aligned}$$

**- Menghitung nilai  $\Delta P_s$**

$$\begin{aligned} \rho_{\text{zat}} &= 59,745 \text{ kg/m}^3 \\ &= 3,7297 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} s.g &= \frac{\rho_{\text{zat}}}{\rho_{\text{air}}} \\ &= \frac{60,9574}{62,5} \\ &= 0,975 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{0,5 f \times G_s^2 \times D_s \times (N+1)}{5,220 \times 10^{10} \times D_e \times S_g} \\ &= \frac{0,5 \times 0,0013 \times 35.179.644.323}{5,22 \times 10.000.000.000} \end{aligned}$$

$$\times \frac{3,08 \times 8,6}{0,06 \times 0,975}$$

$$= 0,2 \text{ Psia}$$

$\Delta P_s < 2 \text{ psia}$  berarti memenuhi

### Tube Side- Fluida Dingin

**- Menentukan faktor friksi**

$$\begin{aligned} Re_t &= 19.364,449 \\ f &= 0,000090 \text{ (Kern Fig. 26)} \end{aligned}$$

**- Menghitung nilai  $\Delta P_t$**

$$\begin{aligned} T_{avg} &= 65 \text{ } ^\circ\text{C} \\ \rho_{\text{Udara}} &= 60,957 \text{ lb/ft}^3 \\ s_g &= \frac{\rho_{\text{zat}}}{\rho_{\text{air}}} \\ &= \frac{60,957}{62,5} \\ &= 0,975319 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,2 \times 10^{10} \times D_e \times S_g} \\ &= \frac{9E-05 \times 1,E+11 \times}{5,22 \times 10.000.000.000 \times} \\ &\quad \frac{20 \times 1}{0,652 \times 0,975} \\ &= 0,007 \text{ Psia} \\ &\text{(kern eq.7.45)} \end{aligned}$$

**- Menghitung nilai  $\Delta P_r$**

$$G_t = 370.698 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \frac{V^2}{2g'} &= 0,000 \text{ (Kern, Fig. 27)} \\ &\text{diabaikan} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_n &= \frac{4 \times n \times V^2 \times 62,5}{s_g \times 2g' \times 144} \\ &= \frac{4 \times 1 \times 0,000 \times 62,5}{0,975 \times 144} \\ &= 0,000 \text{ Psia} \end{aligned}$$

**- Menghitung nilai  $\Delta P_T$**

$$\begin{aligned} \Delta P_T &= \Delta P_t + \Delta P_n \\ &= 0,007 + 0,000 \\ &= 0,007 \text{ Psia} \end{aligned}$$

$\Delta P_T < 2 \text{ psia}$  berarti memenuhi



**Tabel C.13 Condensor E-343**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No. Kode	E-343
Fungsi	Memanaskan feed reaktor
Tipe	1-2 Shell and Tube
Bahan Konstruksi	<i>Shell : Carbon Steel</i>
	<i>Tube : Carbon Steel</i>
Jumlah	1 unit
Shell :	
ID	37 in
Baffle Spacing	28 in
Tube :	
OD	0,652 in
ID	0,750 in
$P_T$ ( <i>Triangular</i> )	1,000 in
Panjang	20 ft
Jumlah Tube (Nt)	1.074
BWG	18
$\Delta P$ (allowed)	2 psia
Dirt factor (Rd)	0,0010

### C.14. Economizer E-330

Fungsi : memanaskan BFW  
 Tipe : 1-2 Shell and Tube  
 Bahan Konstruksi : Carbon Steel  
 Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi :

#### a. Fluida Dingin

$t_1 = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,150 \text{ K} = 86,000 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $t_2 = 180 \text{ } ^\circ\text{C} = 453,150 \text{ K} = 356 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $T_{\text{avg}} = 105,000 \text{ } ^\circ\text{C} = 378,150 \text{ K} = 221,000 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 Tekanan Operasi = 1,2 bar  
 Laju Alir massa = 0 kg/jam = 0,0 lb/jam  
 Beban Panas (Q) = 6.964.644 kJ/jam = 6.601.183 Btu/jam

#### b. Fluida Panas

$T_1 = 220 \text{ } ^\circ\text{C} = 493,33 \text{ K} = 428 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $T_2 = 147 \text{ } ^\circ\text{C} = 420,43 \text{ K} = 297 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $T_{\text{avg}} = 184 \text{ } ^\circ\text{C} = 456,88 \text{ K} = 363 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 Tekanan Operasi = 1,5 bar  
 Laju Alir Massa = 18.647,9 kg/jam = 41.111,0 lb/jam

Menentukan Spesifikasi HE

#### a. Penentuan $\Delta T_{\text{LMTD}}$

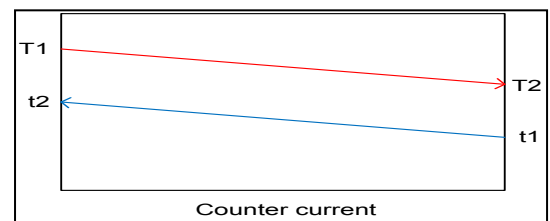
Hot Fluid (F)		Cold Fluid (F)	diff
428	Higher	356	72
297	Lower	86,00	211,101
131	diff	270,000	-138,784

$\Delta t_1$

$\Delta t_2$

Untuk aliran Counter Current

$$\begin{aligned} \Delta T_{\text{LMTD}} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left( \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} \\ &= \frac{211,1 - 72}{\ln \left( \frac{211,101}{72} \right)} \\ &= 129,550 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$



Karena Suhu Hot fluid sama maka,

$$\begin{aligned} R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} & S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\ &= 0,486 & &= 0,789 \end{aligned}$$

Dari Fig. 18 Kern didapat FT=0,71 karena R = 0, sehingga

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \Delta T = 92,0 \text{ } ^\circ\text{F}$$

**b. Menghitung Tc (Caloric Temperature)**

$$T_c = \frac{(T_2 + T_1)}{2} = \frac{(297 + 428)}{2} = 363 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{(t_2 + t_1)}{2} = \frac{(356 + 86,0)}{2} = 221,0 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Cek penentuan tipe HE

**c. Penentuan Harga Ud awal**

Untuk Fluida Panas Flue Gas dan Fluida Dingin Water

$$U_d = 75 - 150 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{hr}$$

$$\text{Trial } U_d = 150 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{hr}$$

(Seider hal 424, 2th ed 2003)

**d. Penentuan Luas Perpindahan Awal**

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{LMTD}} \\ &= \frac{6.601.182,842}{150 \times 91,981} \\ &= 478,447 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

**e. Trial Ukuran spesifikasi**

Dari tabel 10, kern dipilih pipa dengan spesifikasi ;

$$\text{OD tube} = 0,75 \text{ in} = 0,063 \text{ ft}$$

$$\text{ID tube} = 0,652 \text{ in} = 0,054 \text{ ft}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$A_t = 0,334 \text{ in}^2 \quad A_t = \text{flow area per tube}$$

$$A_o = 0,196 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad A_o = \text{surface area per lin ft}$$

$$L = 14 \text{ ft} = 168 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube (Nt)} &= \frac{A}{L \times A_o} \\ &= \frac{478,447}{14 \times 0,196} \\ &= 174,1 \\ &= 174,1 \text{ buah tube} \end{aligned}$$

Dari tabel 9, kern dipilih

$$\text{odt} = 0,75 \text{ in} \quad \text{outside diameter tube}$$

$$\text{Pola tube} = \text{Triangular pitch}$$

Alasan = Triangular pitch memberikan turbulensi yang tinggi sehingga transfer panas lebih baik

$$P_t = 1,00$$

$$\text{ID shell} = 17$$

$$\text{Baffle spacing} = 0,75 * \text{ID shell} = 13$$

$$N_t = 174$$

$$\text{pass}(n) = 1$$

$$C' = P_t - \text{Odt} = 0,25$$

$$N_t \text{ standard} = 178 \text{ buah}$$

(Appendix tabel 9, kern)

**f. Koreksi harga Ud**

$$\begin{aligned}
 Ud' &= \frac{Nt \times Ud \text{ trial}}{Nt \text{ standard}} \\
 &= \frac{174 \times 150}{178} \\
 &= 146,709 \\
 Ud &= \frac{Q}{A \times \Delta T_{LMTD}} \\
 &= \frac{6.601.182,842}{478 \times 91,981} \\
 &= 150 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{hr}
 \end{aligned}$$

Kesimpulan Sementara :

**Shell**

ID shell = 17,25 in  
 Buffle spacing = 13 in = 1,078 ft  
 pass (n) = 1  
 de = 0,72 in (Appendix Fig. 28 Kern)

**Tube**

ID = 0,652 in  
 OD tube = 1 in = 0,063 ft  
 L = 14 ft = 168 in  
 pass (n) = 1  
 Nt = 178  
 Pt = 1,00 in  
 C' = 0,25 in  
 A't = 0,750 in<sup>2</sup>  
 Ao = 0,652 ft<sup>2</sup>/ft

**DATA YANG DIBUTUHKAN**

**Viskositas Water**

$T_{avg} = 105,000 \text{ } ^\circ\text{C} = 378,150 \text{ K}$   
 $\mu = 0,4298 \text{ cP}$   
 $= 1,04 \text{ lb/ ft} \cdot \text{jam}$

**Viskositas Flue Gas**

$T_{avg} = 183,727 \text{ } ^\circ\text{C} = 456,877 \text{ K}$   
 $\mu = 0,0238 \text{ cP}$   
 $= 0,06 \text{ lb/ ft} \cdot \text{jam}$

**Densitas Water**

$T_{avg} = 105,000 \text{ } ^\circ\text{C} = 378,150 \text{ K}$   
 $\rho = \frac{976,5}{60,96} \text{ kg/m}^3$   
 $= 60,96 \text{ lb/ft}^3$

**Densitas Flue Gas**

$T_{avg} = 183,727 \text{ } ^\circ\text{C} = 456,877 \text{ K}$   
 $\rho = \frac{1,1}{0,07} \text{ kg/m}^3$   
 $= 0,07 \text{ lb/ft}^3$

**Thermal Conductivity Water**

$k = 0,802$   
 $\text{Btu/}(\text{jam})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}/\text{ft})$

**Thermal Conductivity Flue Gas**

$k = 0,021$   
 $\text{Btu/}(\text{jam})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}/\text{ft})$

**Spesifik Heat Water**

$c = 18,65 \text{ Btu/lb} \cdot ^\circ\text{F}$

**Spesifik Heat Flue Gas**

$c = 7,5570 \text{ Btu/lb} \cdot ^\circ\text{F}$

## EVALUASI PERPINDAHAN PANAS

### Shell Side - Fluida Panas

**- Menghitung Flow Area**

$$\begin{aligned} \text{ID shell} &= 17 \text{ in} \\ \text{Pt} &= 1 \\ \text{B} &= 12,9 \text{ in} \\ \text{C}' &= 0,25 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_s &= \frac{\text{ID shell} \times \text{C}' \times \text{B}}{144 \times \text{P}_T} \\ &= \frac{17,25 \times 0,250 \times 13}{144 \times 1} \\ &= 0,39 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

(Kern, Eq. 7.48)

**- Menghitung Gs**

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{W}{A_s} \quad (\text{Kern, Eq. 7.2}) \\ &= \frac{41.110,972}{0,387} \\ &= 106.106,20 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam} \end{aligned}$$

**- Menghitung bilangan Re**

$$\begin{aligned} \text{Pada } T_{\text{avg}} &= 184 \text{ } ^\circ\text{C} \\ \mu &= 0,058 \text{ lb/ft. F} \\ \text{De} &= 0,720 \text{ in} \\ &= 0,060 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Re}_s &= \frac{\text{De} \times G_s}{\mu} \\ &= \frac{0,060 \times 106.106}{0,058} \\ &= 110.581,432 \end{aligned}$$

**- Mencari jH**

$$jH = 640$$

(Appendix Kern, Fig. 28)

**- Menghitung ho**

$$\begin{aligned} k &= 0,021 \text{ Btu/lb F} \\ c &= 7,557 \text{ Btu/lb F} \end{aligned}$$

$$h_o = jH \times \frac{k}{\text{De}} \times \left( \frac{c \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

### Tube Side- Fluida Dingin

**- Menghitung Flow Area**

$$\begin{aligned} A't &= 0,750 \text{ in}^2 \\ \text{Nt} &= 178 \\ n &= 1 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_t &= \frac{\text{Nt} \times A't}{144 \times n} \\ &= \frac{178 \times 0,750}{144 \times 1} \\ &= 0,927 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

(Kern, Eq. 7.48)

**- Menghitung Gt**

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{W}{A_t} \\ &= \frac{0}{0,927} \\ &= 0,0 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam} \end{aligned}$$

**- Menghitung bilangan Re**

$$\begin{aligned} \text{Pada } T_{\text{avg}} &= 105 \text{ } ^\circ\text{C} \\ \mu &= 1,040 \text{ lb/ft. F} \\ & \quad (\text{Kern, Fig. 15}) \\ \text{Dt} &= 0,652 \text{ in} \\ &= 0,054 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Re}_t &= \frac{\text{Dt} \times G_t}{\mu} \\ &= \frac{0,054 \times 0}{1,040} \\ &= 0,000 \end{aligned}$$

**- Mencari jH**

$$jH = 130$$

(Appendix Kern, Fig.24)

**- Menghitung hi**

$$\begin{aligned} c &= 18,650 \text{ Btu/lb F} \\ k &= 0,802 \text{ Btu/lb F} \end{aligned}$$

$$h_i = jH \times \frac{k}{\text{ID}} \times \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$= 640 \times \frac{0,021}{0,060} \times \left( \frac{7,557 \times 0,06}{0,021} \right)^{1/3}$$

$$= 8.082,551 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F}$$

$$= 130 \times \frac{0,802}{0,054} \times \left( \frac{18,65 \times 1,040}{0,802} \right)^{1/3}$$

$$= 6.428,809 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID \ t}{DO \ t}$$

$$= 6.428,8 \times \frac{0,054}{0,063}$$

$$= 5.588,778 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F}$$

(Kern, Eq. 6.5)

**g. Menghitung clean overall coefficient (Uc)**

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= \frac{5.588,78 \times 8.082,55}{5.588,78 + 8.082,55}$$

$$= 3.304,11 \text{ Btu/hr.Ft}^2 \text{ F}$$

**h. Menghitung Dirt Factor**

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

Catatan :

Pada kern, tabel 12, ditetapkan :

Rd	Shell	=	0,01	Flue Gas
	Tube	=	0,002	Water

$$R_d = \frac{3.304,11 - 150}{3.304,11 \times 150}$$

$$= 0,006364$$

Rd hitungan > Rd yang ditetapkan

**PRESURE DROP**

**Shell Side - Fluida Panas**

**- Menentukan faktor friksi**

$$T_{avg} = 184 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\mu = 0,0576 \text{ lb/ft. h}$$

$$De = 0,720 \text{ in}$$

$$= 0,060 \text{ ft}$$

$$Re = 110.581,432$$

$$f = 0,00130 \text{ (Kern, Fig. 29)}$$

**Tube Side- Fluida Dingin**

**- Menentukan faktor friksi**

$$Re \ t = 0,000$$

$$f = 0,000090 \text{ (Kern Fig. 26)}$$

**- Menghitung nilai ΔPt**

$$T_{avg} = 105 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\rho \ \text{Udara} = 60,957 \text{ lb/ft}^3$$

$$sg = \frac{\rho \ \text{zat}}{\rho \ \text{air}}$$

$$= \frac{60,957}{62,5}$$

$$= 0,975319$$

- **Menghitung jumlah crosses**

$$\begin{aligned}
 N + 1 &= 12 \times \left( \frac{L}{B} \right) \\
 &= 12 \times \left( \frac{14}{13} \right) \\
 &= 13,0 \\
 &\quad \text{(Kern, Eq. 7.43)}
 \end{aligned}$$

- **Menghitung nilai  $\Delta P_s$**

$$\begin{aligned}
 \rho_{\text{zat}} &= 0,070 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 0,0044 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 s.g &= \frac{\rho_{\text{zat}}}{\rho_{\text{air}}} \\
 &= \frac{0,0702}{0,00073} \\
 &= 96,569
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta P_s &= \frac{0,5 f \times Gs^2 \times Ds \times (N+1)}{5,220 \times 10^{10} \times De \times Sg} \\
 &= \frac{0,5 \times 0,0013 \times 11.258.526.064}{5,22 \times 10.000.000.000} \\
 &\quad \times \frac{1,44 \times 13,0}{0,06 \times 96,569} \\
 &= 0,0005 \text{ Psia}
 \end{aligned}$$

$\Delta P_s < 2$  psia berarti memenuhi

$$\begin{aligned}
 \Delta P_t &= \frac{f \times Gt^2 \times L \times n}{5,2 \times 10^{10} \times De \times Sg} \\
 &= \frac{9E-05 \times 0,E+00 \times}{5,22 \times 10.000.000.000 \times} \\
 &\quad \frac{14 \times 1}{0,652 \times 0,975} \\
 &= 0,000 \text{ Psia} \quad \text{(kern eq.7.45)}
 \end{aligned}$$

- **Menghitung nilai  $\Delta P_r$**

$$Gt = 0,0 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned}
 \frac{V^2}{2g'} &= 0,000 \quad \text{(Kern, Fig. 27)} \\
 &\quad \text{diabaikan}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta P_n &= \frac{4 \times n \times V^2 \times 62,5}{sg \times 2g' \times 144} \\
 &= \frac{4 \times 1 \times 0,000 \times 62,5}{0,975 \times 144} \\
 &= 0,000 \text{ Psia}
 \end{aligned}$$

- **Menghitung nilai  $\Delta P_T$**

$$\begin{aligned}
 \Delta P_T &= \Delta P_t + \Delta P_n \\
 &= 0,000 + 0,000 \\
 &= 0,000 \text{ Psia}
 \end{aligned}$$

$\Delta P_T < 2$  psia berarti memenuhi

**Tabel C.14 Economizer E-330**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No. Kode	E-330
Fungsi	Memanaskan feed reaktor
Tipe	1-2 Shell and Tube
Bahan Konstruksi	<i>Shell : Carbon Steel</i>
	<i>Tube : Carbon Steel</i>
Jumlah	1 unit
Shell :	
ID	17,25 in
Baffle Spacing	13 in
Tube :	
OD	0,750 in
ID	0,652 in
$P_T$ ( <i>Triangular</i> )	1,000 in
Panjang	14 ft
Jumlah Tube (Nt)	178
BWG	18
$\Delta P$ (allowed)	2 psia
Dirt factor (Rd)	0,0064



### C.15. Evaporator E-330

Fungsi : Mengubah BFW menjadi Steam saturated  
 Tipe : 1-2 Shell and Tube  
 Bahan Konstruksi : Carbon Steel  
 Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi :

#### a. Fluida Dingin

t1 = 180 °C = 453,150 K = 356,000 °F  
 t2 = 352 °C = 624,950 K = 665 °F  
 T<sub>avg</sub> = 265,900 °C = 539,050 K = 510,620 °F  
 Tekanan Operasi = 168 bar  
 Laju Alir massa = 158.000 kg/jam = 348.324,5 lb/jam  
 Beban Panas (Q) = 4.755.536 kJ/jam = 4.507.360 Btu/jam

#### b. Fluida Panas

T1 = 496 °C = 769,52 K = 925 °F  
 T2 = 220 °C = 493,33 K = 428 °F  
 T<sub>avg</sub> = 358 °C = 631,43 K = 677 °F  
 Tekanan Operasi = 1,5 bar  
 Laju Alir Massa = 144.381 kg/jam = 318.301 lb/jam

Menentukan Spesifikasi HE

#### a. Penentuan $\Delta T_{LMTD}$

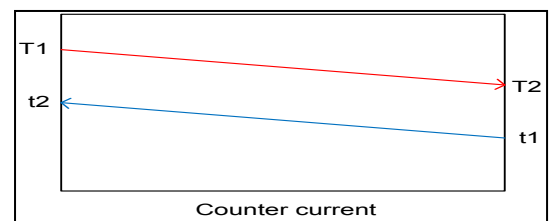
Hot Fluid (F)		Cold Fluid (F)	diff
925	Higher	665	260
428	Lower	356,00	72,317
497	diff	309,240	187,916

$\Delta t_1$

$\Delta t_2$

Untuk aliran Counter Current

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left( \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} \\ &= \frac{72,3 - 260}{\ln \left( \frac{72,317}{260} \right)} \\ &= 146,750 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$



Karena Suhu Hot fluid sama maka,

$$\begin{aligned} R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} & S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\ &= 1,608 & &= 0,543 \end{aligned}$$

Dari Fig. 18 Kern didapat FT=1 karena R = 0, sehingga

$$\Delta T_{LMTD} = \Delta T = 146,8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

**b. Menghitung Tc (Caloric Temperature)**

$$T_c = \frac{(T_2 + T_1)}{2} = \frac{(428 + 925)}{2} = 677 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{(t_2 + t_1)}{2} = \frac{(665 + 356,0)}{2} = 510,6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Cek penentuan tipe HE

**c. Penentuan Harga Ud awal**

Untuk Fluida Panas Flue Gas dan Fluida Dingin Water

$$U_d = 75 - 150 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{hr}$$

$$\text{Trial } U_d = 150 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{hr}$$

(Seider hal 424, 2th ed 2003)

**d. Penentuan Luas Perpindahan Awal**

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{\text{LMTD}}} \\ &= \frac{4.507.360,247}{150 \times 146,750} \\ &= 204,763 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

**e. Trial Ukuran spesifikasi**

Dari tabel 10, kern dipilih pipa dengan spesifikasi ;

$$\text{OD tube} = 0,75 \text{ in} = 0,063 \text{ ft}$$

$$\text{ID tube} = 0,652 \text{ in} = 0,054 \text{ ft}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$A't = 0,334 \text{ in}^2 \quad A_t = \text{flow area per tube}$$

$$A_o = 0,196 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad A_o = \text{surface area per lin ft}$$

$$L = 8 \text{ ft} = 96 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube (Nt)} &= \frac{A}{L \times A_o} \\ &= \frac{204,763}{8 \times 0,196} \\ &= 130,4 \\ &= 130,4 \text{ buah tube} \end{aligned}$$

Dari tabel 9, kern dipilih

$$\text{odt} = 0,75 \text{ in} \quad \text{outside diameter tube}$$

$$\text{Pola tube} = \text{Triangular pitch}$$

Alasan = Triangular pitch memberikan turbulensi yang tinggi sehingga transfer panas lebih baik

$$P_t = 1,00$$

$$\text{ID shell} = 15,25$$

$$\text{Buffle spacing} = 0,75 * \text{ID shell} = 11$$

$$N_t = 130$$

$$\text{pass}(n) = 2$$

$$C' = P_t - \text{Odt} = 0,25$$

$$N_t \text{ standard} = 138 \text{ buah}$$

(Appendix tabel 9, kern)

**f. Koreksi harga Ud**

$$\begin{aligned}
 Ud' &= \frac{Nt \times Ud \text{ trial}}{Nt \text{ standard}} \\
 &= \frac{130 \times 150}{138} \\
 &= 141,727
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Ud &= \frac{Q}{A \times \Delta T_{LMTD}} \\
 &= \frac{4.507.360,247}{205 \times 146,750} \\
 &= 150 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F.hr}
 \end{aligned}$$

Kesimpulan Sementara :

**Shell**

$$\begin{aligned}
 \text{ID shell} &= 15,25 \text{ in} \\
 \text{Buffle spacing} &= 11 \text{ in} = 0,953 \text{ ft} \\
 \text{pass (n)} &= 1 \\
 \text{de} &= 0,72 \text{ in} \quad (\text{Appendix Fig. 28 Kern})
 \end{aligned}$$

**Tube**

$$\begin{aligned}
 \text{ID} &= 0,652 \text{ in} \\
 \text{OD tube} &= 1 \text{ in} = 0,063 \text{ ft} \\
 \text{L} &= 8 \text{ ft} = 96 \text{ in} \\
 \text{pass (n)} &= 2 \\
 \text{Nt} &= 138 \\
 \text{Pt} &= 1,00 \text{ in} \\
 \text{C'} &= 0,25 \text{ in} \\
 \text{A't} &= 0,750 \text{ in}^2 \\
 \text{Ao} &= 0,652 \text{ ft}^2/\text{ft}
 \end{aligned}$$

**DATA YANG DIBUTUHKAN**

**Viskositas Water**

$$\begin{aligned}
 T_{\text{avg}} &= 265,900 \text{ } ^\circ\text{C} = 539,050 \text{ K} \\
 \mu \text{ water} &= 0,4298 \text{ cP} \\
 &= 1,04 \text{ lb/ ft.jam}
 \end{aligned}$$

**Viskositas Flue Gas**

$$\begin{aligned}
 T_{\text{avg}} &= 358,275 \text{ } ^\circ\text{C} = 631,425 \text{ K} \\
 \mu &= 0,0238 \text{ cP} \\
 &= 0,06 \text{ lb/ ft.jam}
 \end{aligned}$$

**Densitas Water**

$$\begin{aligned}
 T_{\text{avg}} &= 265,900 \text{ } ^\circ\text{C} = 539,050 \text{ K} \\
 \rho \text{ Water} &= \frac{976,5}{60,96} \text{ kg/m}^3 \\
 &= 60,96 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

**Densitas Flue Gas**

$$\begin{aligned}
 T_{\text{avg}} &= 358,275 \text{ } ^\circ\text{C} = 631,425 \text{ K} \\
 \rho &= \frac{1,1}{0,07} \text{ kg/m}^3 \\
 &= 0,07 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

**Thermal Conductivity Water**

$$\begin{aligned}
 k &= 0,802 \\
 &\text{Btu/(jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F/ft)}
 \end{aligned}$$

**Thermal Conductivity Flue Gas**

$$\begin{aligned}
 k &= 0,021 \\
 &\text{Btu/(jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F/ft)}
 \end{aligned}$$

**Spesifik Heat Water**

$$c = 18,65 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

**Spesifik Heat Flue Gas**

$$c = 7,5570 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

**EVALUASI PERPINDAHAN PANAS****Shell Side - Fluida Panas****- Menghitung Flow Area**

$$\text{ID shell} = 15 \text{ in}$$

$$P_t = 1$$

$$B = 11,4 \text{ in}$$

$$C' = 0,25$$

$$A_s = \frac{\text{ID shell} \times C' \times B}{144 \times P_t}$$

$$= \frac{15,25 \times 0,250 \times 11}{144 \times 1}$$

$$= 0,30 \text{ ft}^2$$

(Kern, Eq. 7.48)

**- Menghitung Gs**

$$G_s = \frac{W}{A_s} \quad (\text{Kern, Eq. 7.2})$$

$$= \frac{318.301,356}{0,303}$$

$$= 1.051.138,69 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

**- Menghitung bilangan Re**

$$\text{Pada } T_{\text{avg}} = 358 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\mu = 0,058 \text{ lb/ft. F}$$

$$D_e = 0,720 \text{ in}$$

$$= 0,060 \text{ ft}$$

$$Re_s = \frac{D_e \times G_s}{\mu}$$

$$= \frac{0,060 \times 1.051.139}{0,058}$$

$$= 1.095.472,46$$

**- Mencari jH**

$$j_H = 700$$

(Appendix Kern, Fig. 28)

**- Menghitung ho**

$$k = 0,021 \text{ Btu/lb F}$$

$$c = 7,557 \text{ Btu/lb F}$$

**Tube Side- Fluida Dingin****- Menghitung Flow Area**

$$A't = 0,750 \text{ in}^2$$

$$N_t = 138$$

$$n = 2$$

$$A_t = \frac{N_t \times A't}{144 \times n}$$

$$= \frac{138 \times 0,750}{144 \times 2}$$

$$= 0,359 \text{ ft}^2$$

(Kern, Eq. 7.48)

**- Menghitung Gt**

$$G_t = \frac{W}{A_t}$$

$$= \frac{348.325}{0,359}$$

$$= 969.250,8 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

**- Menghitung bilangan Re**

$$\text{Pada } T_{\text{avg}} = 266 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\mu = 1,040 \text{ lb/ft. F}$$

(Kern, Fig. 15)

$$D_t = 0,652 \text{ in}$$

$$= 0,054 \text{ ft}$$

$$Re_t = \frac{D_t \times G_t}{\mu}$$

$$= \frac{0,054 \times 969.251}{1,040}$$

$$= 50.631,495$$

**- Mencari jH**

$$j_H = 130$$

(Appendix Kern, Fig.24)

**- Menghitung hi**

$$c = 18,650 \text{ Btu/lb F}$$

$$k = 0,802 \text{ Btu/lb F}$$

$$\begin{aligned}
 h_o &= jH \times \frac{k}{D_e} \times \left( \frac{c}{k} \times \mu \right)^{1/3} & h_i &= jH \times \frac{k}{ID} \times \left( \frac{C_p}{k} \times \mu \right)^{1/3} \\
 &= 700 \times \frac{0,021}{0,060} & &= 130 \times \frac{0,802}{0,054} \\
 &\quad \left( \frac{7,557 \times 0,06}{0,021} \right)^{1/3} & &\quad \left( \frac{18,65 \times 1,040}{0,802} \right)^{1/3} \\
 &= 8.840,290 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F} & &= 6.428,809 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F} \\
 & & h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{DO} \\
 & & &= 6.428,8 \times \frac{0,054}{0,063} \\
 & & &= 5.588,778 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F} \\
 & & &\text{(Kern, Eq. 6.5)}
 \end{aligned}$$

**g. Menghitung clean overall coefficient (Uc)**

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{5.588,78 \times 8.840,29}{5.588,78 + 8.840,29} \\
 &= 3.424,09 \text{ Btu/hr.Ft}^2 \text{ F}
 \end{aligned}$$

**h. Menghitung Dirt Factor**

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

Catatan :

Pada kern, tabel 12, ditetapkan :

Rd	Shell	=	0,01	Flue Gas
	Tube	=	0,002	Water

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{3.424,09 - 150}{3.424,09 \times 150} \\
 &= 0,006375
 \end{aligned}$$

Rd hitungan > Rd yang ditetapkan

## PRESURE DROP

### Shell Side - Fluida Panas

**- Menentukan faktor friksi**

$$\begin{aligned} T_{avg} &= 358 \text{ } ^\circ\text{C} \\ \mu &= 0,0576 \text{ lb/ft. h} \\ D_e &= 0,720 \text{ in} \\ &= 0,060 \text{ ft} \\ Re &= 1.095.472,46 \\ f &= 0,00130 \text{ (Kern, Fig. 29)} \end{aligned}$$

**- Menghitung jumlah crosses**

$$\begin{aligned} N + 1 &= 12 \times \left( \frac{L}{B} \right) \\ &= 12 \times \left( \frac{8}{11} \right) \\ &= 8,4 \\ &\text{(Kern, Eq. 7.43)} \end{aligned}$$

**- Menghitung nilai  $\Delta P_s$**

$$\begin{aligned} \rho_{\text{zat}} &= 0,070 \text{ kg/m}^3 \\ &= 0,0044 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} s.g &= \frac{\rho_{\text{zat}}}{\rho_{\text{air}}} \\ &= \frac{0,0702}{0,00073} \\ &= 96,569 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{0,5 f \times G_s^2 \times D_s \times (N+1)}{5,220 \times 10^{10} \times D_e \times S_g} \\ &= \frac{0,5 \times 0,0013 \times 1,10 \times 10^{12}}{5,22 \times 10.000.000.000} \\ &\times \frac{1,27 \times 8,4}{0,06 \times 96,569} \\ &= 0,0253 \text{ Psia} \end{aligned}$$

$\Delta P_s < 2$  psia berarti memenuhi

### Tube Side- Fluida Dingin

**- Menentukan faktor friksi**

$$\begin{aligned} Re_t &= 50.631,495 \\ f &= 0,000090 \text{ (Kern Fig. 26)} \end{aligned}$$

**- Menghitung nilai  $\Delta P_t$**

$$\begin{aligned} T_{avg} &= 266 \text{ } ^\circ\text{C} \\ \rho_{\text{Udara}} &= 60,957 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} sg &= \frac{\rho_{\text{zat}}}{\rho_{\text{air}}} \\ &= \frac{60,957}{62,5} \\ &= 0,975319 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,2 \times 10^{10} \times D_e \times S_g} \\ &= \frac{9E-05 \times 9,9E+11 \times 8 \times 2}{5,22 \times 10.000.000.000 \times 0,652 \times 0,975} \\ &= 0,041 \text{ Psia} \\ &\text{(kern eq.7.45)} \end{aligned}$$

**- Menghitung nilai  $\Delta P_r$**

$$G_t = 969.251 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

$$\frac{V^2}{2g'} = 0,000 \text{ (Kern, Fig. 27)}$$

diabaikan

$$\begin{aligned} \Delta P_n &= \frac{4 \times n \times V^2 \times 62,5}{sg \times 2g' \times 144} \\ &= \frac{4 \times 2 \times 0,000 \times 62,5}{0,975 \times 144} \\ &= 0,000 \text{ Psia} \end{aligned}$$

**- Menghitung nilai  $\Delta P_T$**

$$\begin{aligned} \Delta P_T &= \Delta P_t + \Delta P_n \\ &= 0,041 + 0,000 \\ &= 0,041 \text{ Psia} \end{aligned}$$

$\Delta P_T < 2$  psia berarti memenuhi

**Tabel C.15 Evaporator E-330**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No. Kode	E-330
Fungsi	Memanaskan feed reaktor
Tipe	1-2 Shell and Tube
Bahan Konstruksi	<i>Shell : Carbon Steel</i>
	<i>Tube : Carbon Steel</i>
Jumlah	1 unit
Shell :	
ID	15,25 in
Baffle Spacing	11 in
Tube :	
OD	0,750 in
ID	0,652 in
$P_T$ ( <i>Triangular</i> )	1,000 in
Panjang	8 ft
Jumlah Tube (Nt)	138
BWG	18
$\Delta P$ (allowed)	2 psia
Dirt factor (Rd)	0,0064

### C.16. Superheater E-330

Fungsi : Mengubah steam saturated menjadi superheated steam  
 Tipe : 1-2 Shell and Tube  
 Bahan Konstruksi : Carbon Steel  
 Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi :

#### a. Fluida Dingin

$t_1 = 352 \text{ } ^\circ\text{C} = 624,950 \text{ K} = 665,240 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $t_2 = 420 \text{ } ^\circ\text{C} = 693,150 \text{ K} = 788 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $T_{\text{avg}} = 385,900 \text{ } ^\circ\text{C} = 659,050 \text{ K} = 726,620 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 Tekanan Operasi = 168 bar  
 Laju Alir massa = 158.000 kg/jam = 348.324,5 lb/jam  
 Beban Panas (Q) = 22.175.122 kJ/jam = 21.017.877 Btu/jam

#### b. Fluida Panas

$T_1 = 690 \text{ } ^\circ\text{C} = 962,71 \text{ K} = 1.273 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $T_2 = 496 \text{ } ^\circ\text{C} = 769,52 \text{ K} = 925 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $T_{\text{avg}} = 593 \text{ } ^\circ\text{C} = 866,12 \text{ K} = 1.099 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 Tekanan Operasi = 1,5 bar  
 Laju Alir Massa = 144.381 kg/jam = 318.301 lb/jam

Menentukan Spesifikasi HE

#### a. Penentuan $\Delta T_{\text{LMTD}}$

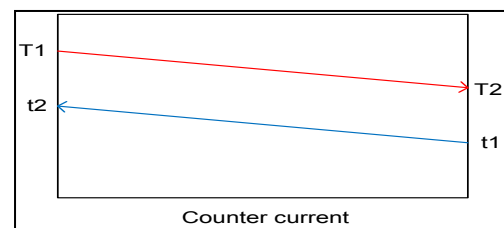
Hot Fluid (F)		Cold Fluid (F)	diff
1.273	Higher	788	485
925	Lower	665,24	260,234
348	diff	122,760	224,974

$\Delta t_1$

$\Delta t_2$

Untuk aliran Counter Current

$$\begin{aligned} \Delta T_{\text{LMTD}} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left( \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} \\ &= \frac{260,2 - 485}{\ln \left( \frac{260,234}{485} \right)} \\ &= 361,116 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$



Karena Suhu Hot fluid sama maka,

$$\begin{aligned} R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} & S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\ &= \frac{2,833}{2,833} & &= 0,202 \end{aligned}$$

Dari Fig. 18 Kern didapat FT = 0,95 karena R = 0, sehingga

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \Delta T = 343,1 \text{ } ^\circ\text{F}$$

#### b. Menghitung Tc (Caloric Temperature)



$$T_c = \frac{(T_2 + T_1)}{2} = \frac{(925 + 1.273)}{2} = 1.099 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{(t_2 + t_1)}{2} = \frac{(788 + 665,2)}{2} = 726,6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Cek penentuan tipe HE

**c. Penentuan Harga Ud awal**

Untuk Fluida Panas Flue dan Fluida Dingin steam

$$Ud = 75 - 150 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{hr}$$

$$\text{Trial Ud} = 150 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{hr}$$

(Seider hal 424, 2th ed 2003)

**d. Penentuan Luas Perpindahan Awal**

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{Ud \times \Delta T_{LMTD}} \\ &= \frac{21.017.877,280}{150 \times 343,060} \\ &= 408,439 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

**e. Trial Ukuran spesifikasi**

Dari tabel 10, kern dipilih pipa dengan spesifikasi ;

$$\text{OD tube} = 0,75 \text{ in} = 0,063 \text{ ft}$$

$$\text{ID tube} = 0,652 \text{ in} = 0,054 \text{ ft}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$A't = 0,334 \text{ in}^2 \quad A_t = \text{flow area per tube}$$

$$A_o = 0,196 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad A_o = \text{surface area per lin ft}$$

$$L = 16 \text{ ft} = 192 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube (Nt)} &= \frac{A}{L \times A_o} \\ &= \frac{408,439}{16 \times 0,196} \\ &= 130,0 \\ &= 130,0 \text{ buah tube} \end{aligned}$$

Dari tabel 9, kern dipilih

$$\text{odt} = 0,75 \text{ in} \quad \text{outside diameter tube}$$

$$\text{Pola tube} = \text{Triangular pitch}$$

Alasan = Triangular pitch memberikan turbulensi yang tinggi sehingga transfer panas lebih baik

$$Pt = 1,00$$

$$\text{ID shell} = 15,25$$

$$\text{Buffle spacing} = 0,75 * \text{ID shell} = 11$$

$$Nt = 130$$

$$\text{pass(n)} = 2$$

$$C' = Pt - \text{Odt} = 0,25$$

$$Nt \text{ standard} = 138 \text{ buah} \quad (\text{Appendix tabel 9, kern})$$

**f. Koreksi harga Ud**

$$\begin{aligned}
 U_d' &= \frac{N_t \times U_d \text{ trial}}{N_t \text{ standard}} \\
 &= \frac{130 \times 150}{138} \\
 &= 141,351 \\
 U_d &= \frac{Q}{A \times \Delta T_{LMTD}} \\
 &= \frac{21.017.877,280}{408 \times 343,060} \\
 &= 150 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{hr}
 \end{aligned}$$

Kesimpulan Sementara :

**Shell**

$$\begin{aligned}
 \text{ID shell} &= 15,25 \text{ in} \\
 \text{Buffle spacing} &= 11 \text{ in} = 0,953 \text{ ft} \\
 \text{pass (n)} &= 1 \\
 \text{de} &= 0,72 \text{ in} \quad (\text{Appendix Fig. 28 Kern})
 \end{aligned}$$

**Tube**

$$\begin{aligned}
 \text{ID} &= 0,652 \text{ in} \\
 \text{OD tube} &= 1 \text{ in} = 0,063 \text{ ft} \\
 \text{L} &= 16 \text{ ft} = 192 \text{ in} \\
 \text{pass (n)} &= 2 \\
 \text{Nt} &= 138 \\
 \text{Pt} &= 1,00 \text{ in} \\
 \text{C'} &= 0,25 \text{ in} \\
 \text{A't} &= 0,750 \text{ in}^2 \\
 \text{Ao} &= 0,652 \text{ ft}^2/\text{ft}
 \end{aligned}$$

**DATA YANG DIBUTUHKAN**

**Viskositas Water**

$$\begin{aligned}
 T_{\text{avg}} &= 385,900 \text{ } ^\circ\text{C} = 659,050 \text{ K} \\
 \mu \text{ water} &= 0,4298 \text{ cP} \\
 &= 1,04 \text{ lb/ ft} \cdot \text{jam}
 \end{aligned}$$

**Viskositas Flue Gas**

$$\begin{aligned}
 T_{\text{avg}} &= 592,967 \text{ } ^\circ\text{C} = 866,117 \text{ K} \\
 \mu &= 0,0238 \text{ cP} \\
 &= 0,06 \text{ lb/ ft} \cdot \text{jam}
 \end{aligned}$$

**Densitas Water**

$$\begin{aligned}
 T_{\text{avg}} &= 385,900 \text{ } ^\circ\text{C} = 659,050 \text{ K} \\
 \rho \text{ Water} &= \frac{976,5}{60,96} \text{ kg/m}^3 \\
 &= 60,96 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

**Densitas Flue Gas**

$$\begin{aligned}
 T_{\text{avg}} &= 592,967 \text{ } ^\circ\text{C} = 866,117 \text{ K} \\
 \rho &= \frac{1,1}{0,07} \text{ kg/m}^3 \\
 &= 0,07 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

**Thermal Conductivity Water**

$$\begin{aligned}
 k &= 0,802 \\
 &\text{Btu/(jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F/ft)}
 \end{aligned}$$

**Thermal Conductivity Flue Gas**

$$\begin{aligned}
 k &= 0,021 \\
 &\text{Btu/(jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F/ft)}
 \end{aligned}$$

**Spesifik Heat Water**

$$c = 18,65 \text{ Btu/lb} \cdot ^\circ\text{F}$$

**Spesifik Heat Flue Gas**

$$c = 7,5570 \text{ Btu/lb} \cdot ^\circ\text{F}$$

**EVALUASI PERPINDAHAN PANAS**

**Shell Side - Fluida Panas**

- **Menghitung Flow Area**

$$\begin{aligned} \text{ID shell} &= 15 \text{ in} \\ \text{Pt} &= 1 \\ \text{B} &= 11,4 \text{ in} \\ \text{C}' &= 0,25 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_s &= \frac{\text{ID shell} \times \text{C}' \times \text{B}}{144 \times \text{P}_T} \\ &= \frac{15,25 \times 0,250 \times 11}{144 \times 1} \\ &= 0,30 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

(Kern, Eq. 7.48)

- **Menghitung G<sub>s</sub>**

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{W}{A_s} \quad (\text{Kern, Eq. 7.2}) \\ &= \frac{318.301,356}{0,303} \\ &= 1.051.138,69 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam} \end{aligned}$$

- **Menghitung bilangan Re**

$$\begin{aligned} \text{Pada } T_{\text{avg}} &= 593 \text{ }^\circ\text{C} \\ \mu &= 0,058 \text{ lb/ft. F} \\ \text{De} &= 0,720 \text{ in} \\ &= 0,060 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Re}_s &= \frac{\text{De} \times G_s}{\mu} \\ &= \frac{0,060 \times 1.051.139}{0,058} \\ &= 1.095.472,46 \end{aligned}$$

- **Mencari j<sub>H</sub>**

$$j_H = 700$$

(Appendix Kern, Fig. 28)

- **Menghitung h<sub>o</sub>**

$$\begin{aligned} k &= 0,021 \text{ Btu/lb F} \\ c &= 7,557 \text{ Btu/lb F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_o &= j_H \times \frac{k}{\text{De}} \times \left( \frac{c \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 700 \times \frac{0,021}{1} \times \end{aligned}$$

**Tube Side- Fluida Dingin**

- **Menghitung Flow Area**

$$\begin{aligned} A't &= 0,750 \text{ in}^2 \\ N_t &= 138 \\ n &= 2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_t &= \frac{N_t \times A't}{144 \times n} \\ &= \frac{138 \times 0,750}{144 \times 2} \\ &= 0,359 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

(Kern, Eq. 7.48)

- **Menghitung G<sub>t</sub>**

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{W}{A_t} \\ &= \frac{348.325}{0,359} \\ &= 969.250,8 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam} \end{aligned}$$

- **Menghitung bilangan Re**

$$\begin{aligned} \text{Pada } T_{\text{avg}} &= 386 \text{ }^\circ\text{C} \\ \mu &= 1,040 \text{ lb/ft. F} \\ & \quad (\text{Kern, Fig. 15}) \\ \text{Dt} &= 0,652 \text{ in} \\ &= 0,054 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Re}_t &= \frac{\text{Dt} \times G_t}{\mu} \\ &= \frac{0,054 \times 969.251}{1,040} \\ &= 50.631,495 \end{aligned}$$

- **Mencari j<sub>H</sub>**

$$j_H = 130$$

(Appendix Kern, Fig.24)

- **Menghitung h<sub>i</sub>**

$$\begin{aligned} c &= 18,650 \text{ Btu/lb F} \\ k &= 0,802 \text{ Btu/lb F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_i &= j_H \times \frac{k}{\text{ID}} \times \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 130 \times \frac{0,802}{1} \times \end{aligned}$$

$$= \frac{\overline{0,060}}{0,021} \left( 7,557 \times 0,06 \right)^{1/3} \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F}$$

$$= \frac{0,054}{0,802} \left( 18,65 \times 1,040 \right)^{1/3} \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{DO} \times t$$

$$= 6.428,8 \times \frac{0,054}{0,063} \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F}$$

$$= 5.588,778 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F}$$

(Kern, Eq. 6.5)

**g. Menghitung clean overall coefficient (Uc)**

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= \frac{5.588,78 \times 8.840,29}{5.588,78 + 8.840,29}$$

$$= 3.424,09 \text{ Btu/hr.Ft}^2 \text{ F}$$

**h. Menghitung Dirt Factor**

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

Catatan :

Pada kern, tabel 12, ditetapkan :

Rd	Shell	=	0,01	Flue Gas
	Tube	=	0,002	Water

$$R_d = \frac{3.424,09 - 150}{3.424,09 \times 150}$$

$$= 0,006375$$

Rd hitungan > Rd yang ditetapkan

**PRESURE DROP**

### Shell Side - Fluida Panas

#### - Menentukan faktor friksi

$$\begin{aligned} T_{avg} &= 593 \text{ } ^\circ\text{C} \\ \mu &= 0,0576 \text{ lb/ft. h} \\ D_e &= 0,720 \text{ in} \\ &= 0,060 \text{ ft} \\ Re &= 1.095.472,46 \\ f &= 0,00130 \text{ (Kern, Fig. 29)} \end{aligned}$$

#### - Menghitung jumlah crosses

$$\begin{aligned} N + 1 &= 12 \times \left( \frac{L}{B} \right) \\ &= 12 \times \left( \frac{16}{11} \right) \\ &= 16,8 \\ &\text{(Kern, Eq. 7.43)} \end{aligned}$$

#### - Menghitung nilai $\Delta P_s$

$$\begin{aligned} \rho_{\text{zat}} &= 0,070 \text{ kg/m}^3 \\ &= 0,0044 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} s.g &= \frac{\rho_{\text{zat}}}{\rho_{\text{air}}} \\ &= \frac{0,0702}{0,00073} \\ &= 96,569 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{0,5 f \times G_s^2 \times D_s \times (N+1)}{5,220 \times 10^{10} \times D_e \times S_g} \\ &= \frac{0,5 \times 0,0013 \times 1,10 \times 10^{12}}{5,22 \times 10.000.000.000} \\ &\times \frac{1,27 \times 16,8}{0,06 \times 96,569} \\ &= 0,0507 \text{ Psia} \end{aligned}$$

$\Delta P_s < 2$  psia berarti memenuhi

### Tube Side- Fluida Dingin

#### - Menentukan faktor friksi

$$\begin{aligned} Re_t &= 50.631,495 \\ f &= 0,000090 \text{ (Kern Fig. 26)} \end{aligned}$$

#### - Menghitung nilai $\Delta P_t$

$$\begin{aligned} T_{avg} &= 386 \text{ } ^\circ\text{C} \\ \rho_{\text{Udara}} &= 60,957 \text{ lb/ft}^3 \\ sg &= \frac{\rho_{\text{zat}}}{\rho_{\text{air}}} \\ &= \frac{60,957}{62,5} \\ &= 0,975319 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,2 \times 10^{10} \times D_e \times S_g} \\ &= \frac{9E-05 \times 9,E+11 \times 10 \times 2}{5,22 \times 10.000.000.000 \times 0,975} \\ &= 0,082 \text{ Psia} \\ &\text{(kern eq.7.45)} \end{aligned}$$

#### - Menghitung nilai $\Delta P_r$

$$G_t = 969.251 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

$$\frac{V^2}{2g'} = 0,000 \text{ (Kern, Fig. 27)}$$

diabaikan

$$\begin{aligned} \Delta P_n &= \frac{4 \times n \times V^2 \times 62,5}{sg \times 2g' \times 144} \\ &= \frac{4 \times 2 \times 0,000 \times 62,5}{0,975 \times 144} \\ &= 0,000 \text{ Psia} \end{aligned}$$

#### - Menghitung nilai $\Delta P_T$

$$\begin{aligned} \Delta P_T &= \Delta P_t + \Delta P_n \\ &= 0,082 + 0,000 \\ &= 0,082 \text{ Psia} \end{aligned}$$

$\Delta P_T < 2$  psia berarti memenuhi

**Tabel C.16 Evaporator E-330**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No. Kode	E-330
Fungsi	Memanaskan feed reaktor
Tipe	1-2 Shell and Tube
Bahan Konstruksi	<i>Shell : Carbon Steel</i>
	<i>Tube : Carbon Steel</i>
Jumlah	1 unit
Shell :	
ID	15,25 in
Baffle Spacing	11 in
Tube :	
OD	0,750 in
ID	0,652 in
$P_T$ ( <i>Triangular</i> )	1,000 in
Panjang	16 ft
Jumlah Tube (Nt)	138
BWG	18
$\Delta P$ (allowed)	2 psia
Dirt factor (Rd)	0,0064

### C.17. Tangki Reaktor Carbon Filter / Unit Demin Water (R-230)

Fungsi : Menghilangkan bau dan warna pada air  
 Tipe : Tangki silinder vertikal dengan media penyaring activated carbon

Kondisi Operasi:

$$\Delta P = 5 \text{ atm} = 73,5 \text{ lbf/in}^2$$

$$\text{Temperatur} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

#### Menentukan luas dan dimensi filter yang dibutuhkan

$$\text{Flowrate feed} = \boxed{47400,000} = 104.498,04 \text{ lbm/jam}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 995,68 \text{ kg/m}^3 = 62,16 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Kapasitas tangki} = 47,61 \text{ m}^3/\text{jam} = 1.681,16 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 1 \text{ jam}$$

Asumsi **overdesign 10%**

$$\text{Kapasitas} = 1,1 \times \text{jumlah air}$$

$$= 52,3662 \text{ m}^3 = 1.849,28 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0145 \text{ m}^3 = 0,5137 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Luas filter yang diperlukan:

$$V/(A \cdot t_c) = \left( \frac{2 \times f \times \Delta P}{t_c \times \mu \times \alpha \times C_s} \right)^{1/2} \text{ (Eq. 14.2-24, Geankoplis)}$$

dengan:

$$V = \text{laju alir volume filtrate} = 0,5137 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$A = \text{luas area filtrasi, ft}^2$$

$$t_c = \text{waktu siklus filter, s} = 250 \text{ s}$$

$$\Delta P = \text{tekanan, lbf/in}^2 = 74 \text{ lbf/in}^2 = 10.669 \text{ lbf/ft}^2 = 50.676 \text{ Pa}$$

$$\mu = \text{viskositas air} = 1 \text{ cP} = 0,0005 \text{ lbm/ft.s} = 0,0008 \text{ Pa.s}$$

$$\alpha = \text{resistensi cake}$$

$$= 4,37 \times 1.000.000.000 \times (-\Delta P)^{0,3}$$

$$= 112.699.862.119 \text{ m/kg}$$

$$= 167.715.552.772 \text{ ft/lbm}$$

$$C_s = \frac{\rho \times C_x}{1 - m \times C_x} = 307,7263 \text{ kg/m}^3 = 19,2112 \text{ lbm/ft}^3$$

dengan:

$$C_x = \text{konsentrasi padatan dalam slur} = 0,19 \text{ kg solid / kg slurry}$$

$$m = \text{massa filter cake} = 2 \text{ kg wet cake / dry cake}$$

$$f = \text{the fraction of the cycle used for formation o} = 0,33$$

sehingga,

$$V/A = 0,0174 \text{ m}$$

$$A = 0,838267191 \text{ m}^2$$

$$A = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2$$

$$D = 1,03 \text{ m} = 3,3903 \text{ ft}$$

Diambil standar:  $D = 2 \text{ ft} = 0,61 \text{ m}$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi shell} &= \frac{\text{kapasitas} \times t_c}{A} \\ &= 4,3381672 \text{ m} = 14,2 \text{ ft} \\ \text{Diambil standar} &= 15 \text{ ft} = 4,57 \text{ m} \end{aligned}$$

### Menghitung kebutuhan karbon aktif yang digunakan

$$\begin{aligned} A &= 0,838267191 \text{ m}^2 \\ \text{Tinggi me} &= 0,31 \times \text{Tinggi (Asumsi 0.31)} \\ &= 1,417337 \text{ m} \\ \text{Volume} &= 1,188107 \text{ m}^3 \\ \text{Densitas} &= 700 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{densitas carbon filter} < 1 (\text{https://www.desotec.com})) \\ \text{Kebutuhan karbon aktif} &= 831,68 \text{ kg} \rightarrow \text{dari perhitungan} \\ &= 240 \text{ kg} \rightarrow \text{dari spek online di https://waterengineer.co.in} \end{aligned}$$

### Menghitung tekanan desain

\* tekanan vertikal bahan padat pada kolom

$$P_B = \frac{R \rho_B \left( \frac{g}{g_c} \right)}{2 \mu K} \left[ 1 - e^{-2 \mu K Z_T / R} \right] \quad (\text{Mc. Cabe and Smith, 1985})$$

Dimana:

$$\begin{aligned} \text{densitas material} &= \rho_b = 2267 \text{ kg/m}^3 \\ &= 141,52 \text{ lbm/ft}^3 \\ \text{koefisien friksi} &= \mu = 0,35-0,55 \\ &\text{dipilih} = 0,45 \\ \text{rasio tekanan} &= K = 0,3-0,6 \\ &\text{dipilih} = 0,5 \\ \text{tinggi bahan} &= Z_t = 5,50 \text{ ft} \\ \text{jari-jari tangki} &= R = 1 \text{ ft} \\ e &= 2,7183 \\ P_b &= 288,03 \text{ lb/ft}^2 \\ &= 2,000 \text{ psi} \\ \text{Tekanan lateral} &= 1,000 \text{ psi} \\ \text{Tekanan total} &= 3,000 \text{ psi} \\ \text{Tekanan operasi} &= 73,5 \text{ psi} \\ \text{Tekanan desain} &= 1,1 \times (\text{Tekanan operasi} + \text{tekanan bahan}) \\ &= 84,15 \text{ psi} \end{aligned}$$

### Menghitung tebal dinding

Dari *Brownell & Young Page 342*, diperoleh :

$$\begin{aligned} \text{Material yang digunakan} &= \text{Commercial steel SA 167 type 304 grade 3} \\ \text{Tegangan maksimum yang diijinkan (f)} &= 18750 \text{ psi} \\ \text{Faktor pengelasan double welded butt joint (E)} &= 0,80 \\ \text{Faktor korosi (C)} &= 0,13 \text{ in} \\ \text{Tekanan desain (P desain)} &= 84,15 \text{ psi} \\ \text{Diameter tangki (ID)} &= 24,00 \text{ in} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_i \times ID}{2 \times (fE - 0.6P_i)} + C \\
 &= \frac{2019,60}{29899,02} + 0,125 \\
 &= 0,193 \text{ in} \\
 \text{Tebal shell standar} &= 0,2500 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Perhitungan tebal tutup atas dan tutup bawah

Tutup atas berbentuk standar *dished head*

Dari *Brownell & Young* Tabel 5.7 untuk ID = 24 in,  $t_s = 0,25$  in

$$OE = ID + 2t = 24,50 \text{ in} = 26 \text{ in (standar)}$$

maka  $r = 24$  in

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{0.885 \times P \times r}{2 \times ((f \times E) - (0.1 \times P))} + C \\
 &= \frac{1787,35}{29983,17} + 0,125 \\
 &= 0,185 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tebal tutup atas standard = 0,25 in

Tutup bawah berbentuk *conical* 120°

$$\begin{aligned}
 t_{hb} &= \frac{P \times D_i}{2 \times (fE - 0.6P) \cos \alpha} + C \\
 &= \frac{2019,60}{14949,51} + 0,125 \\
 &= 0,260 \text{ in}
 \end{aligned}$$

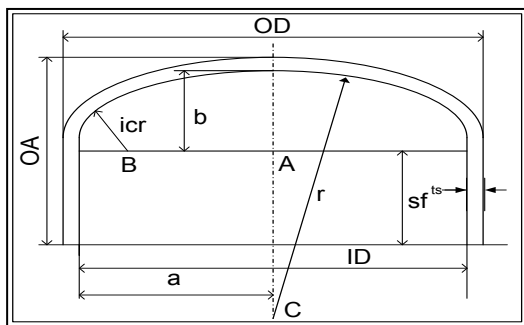
Tebal tutup bawah standar = 0,313 in

Perhitungan tinggi tangki

Tinggi tutup bawah

$$\begin{aligned}
 h_b &= \frac{OD}{2 \tan \alpha} \\
 &= 7,506 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tinggi tutup atas



Dari *Brownell & Young* Tabel 5.6 & 5.7 didapat :

$$r = OD = 24 \text{ in}$$

$$icr = 1 \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$sf = 1\frac{1}{2} - 2 \text{ in (diambil sf = 2 in)}$$

Sehingga dari *Fig. 5.8 Brownell & Young Page 87* dapat dihitung

$$\begin{aligned} a &= \frac{1}{2} \times ID &= 12,00 &\text{ in} \\ AB &= (\frac{1}{2} \times ID) - icr &= 10,25 &\text{ in} \\ BC &= r - icr &= 22,25 &\text{ in} \\ b &= r - (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} &= 4,25 &\text{ in} \\ AC &= (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} &= 19,75 &\text{ in} \\ OA &= t + b + sf &= 6,44 &\text{ in} \\ \text{Tinggi tan} &= Ls + OA + hb \\ &= 180,00 + 6,44 + 7,51 \\ &= 193,94 &\text{ in} \\ &= 16,16 &\text{ ft} \end{aligned}$$

### Backwashing

$$\begin{aligned} \text{Kisaran internal backwashing} &= 8-24 \text{ jam} && \text{(Powell, 1954)} \\ \text{Dipilih} &= 10 &\text{ jam} \\ \text{Kisaran kecepatan backwash} &= 15-30 &\text{ gpm/ft}^2 \\ \text{Dipilih} &= 15 &\text{ gpm/ft}^2 \\ \text{Luas penampang} &= 0,8383 &\text{ m}^2 = 9,02 &\text{ ft}^2 \\ \text{flowrate backwash} &= \text{kecepatan backwash} \times \text{luas penampang} \\ &= 135,34 &\text{ gpm} \\ \text{Kisaran air untuk backwash} &= 0,5-5\% \text{ air yang disu} && \text{(Powell, 1954)} \\ \text{Dipilih} &= 4\% \\ \\ \text{Air untuk backwash} &= 0,04 \times 48 &\text{ m}^3/\text{jam} \times 10 &\text{ jam} \\ &= 19,04 &\text{ m}^3 = 5030,4 &\text{ gal} \\ \text{Waktu backwash} &= \frac{5030,39 &\text{ gal}}{135,34 &\text{ gpm}} = 37,168 &\text{ menit} \\ \text{Air yang tertinggal} &= 0,015\% \times \text{air masuk} \\ &= 0,015\% \times 47400 &\text{ kg/jam} \\ &= 7,11 &\text{ kg/jam} \\ \text{Sehingga, air keluaran filter} &= 47400 &\text{ kg/jam} - 7,11 &\text{ kg/jam} \\ &= 47392,89 &\text{ kg/jam} \end{aligned}$$

### **Spesifikasi Alat Tangki Reaktor Carbon Filter**

Bahan	=	Commercial steel SA 167 type 304 grade 3
Bentuk	=	Silinder tegak (vertikal) dengan media penyaring <i>activated carbon</i>
Jenis tutup atas	=	<i>Standard dished head</i>
Jenis tutup bawah	=	<i>Conical 120°</i>
Kapasitas	=	1681,16 ft <sup>3</sup> /jam

### **Dimensi**

Diameter Silinder	=	24,00 in	=	0,610 m
Tebal silinder	=	0,25 in	=	0,006 m
Tinggi silinder	=	16,16 in	=	0,411 m
Tebal tutup atas	=	0,25 in	=	0,006 m
Tinggi tutup atas	=	6,44 in	=	0,163 m
Tebal tutup bawah	=	0,313 in	=	0,008 m
Tinggi tutup bawah	=	7,51 in	=	0,191 m
Tekanan desain	=	84,15 psi		
Waktu <i>backwash</i>	=	37	menit	
Jumlah	=	1	tangki	

### C.18. Tangki Reaktor Kation Exchanger / Unit Demin Water (R-240)

Fungsi : Menghilangkan ion-ion positif yang terlarut dan kesadahan pada air  
 Tipe : Tangki silinder Vertikal yang diisi dengan resin penukar ion

#### Menghitung dimensi tangki

Kapasitas : makeup air umpan boiler  
 asumsi : 2 % dari air BFW  
 $2\% \times 46000 = 920 \text{ kg/jam}$   
 $= 4,05 \text{ g/menit}$

Siklus regenerasi : 8 jam = 480 menit  
 Total kation inlet : 62 ppm (1galon/kgrain CaCO<sub>3</sub> = 17,1 ppm)  
 Total kation outlet : 0 ppm  
 Kation hilang : 100%  
 Kation exchanger : Sulfonated phenolic resin

#### Kondisi Operasi : (Tabel 16-6 & 16-19 Perry's Handbook)

Temperatur : 30 °C (max. 120°C)  
 pH : 7 (range 0-14)  
 Kapasitas resin : 0,8 Eq/L = # kgrain CaCO<sub>3</sub>/ft<sup>3</sup>  
 Maksimum flow : 12,00 gpm/ft<sup>2</sup>  
 Densitas resin : 0,85 kg/L = 53,06 lb/ft<sup>3</sup>

Jumlah mineral yang dihilan = jumlah kation yang dihilangkan x jumlah air x siklus regenerasi

= 7,05 kgrain CaCO<sub>3</sub>  
 Kebutuhan volume resin = 0,40 ft<sup>3</sup> = 0,01 m<sup>3</sup>  
 Luas permukaan resin = 0,34 ft<sup>2</sup> = 0,03 m<sup>2</sup>  
 Tinggi bed resin = 1,20 ft = 0,36 m  
 Diameter Tangki = 0,66 ft = 2 ft = 18 in  
 Ruang kosong = 75% tinggi bed resin untuk ekspansi saat regenerasi  
 = 0,90 ft  
 Lapisan pasir = 50% tinggi bed resin  
 = 0,60 ft  
 Gravel = 12 in = 1 ft  
 Tinggi shell total = 3,69 ft

#### Menghitung kebutuhan resin yang digunakan

Densitas resin = 53,06 lb/ft<sup>3</sup>  
 Volume resin = 0,40 ft<sup>3</sup>  
 Kebutuhan resin = 21,45 lb  
 = 9,737 kg

#### Menghitung tekanan desain

\* tekanan vertikal bahan padat pada kolom

$$P_B = \frac{R \rho_B \left( \frac{g}{g_c} \right)}{2 \mu K} \left[ 1 - e^{(-2 \mu K Z_p / R)} \right] \quad (\text{Mc. Cabe and Smith, 1985})$$

Dimana:

koefisien friksi	=	$\mu = 0,35-0,55$	
		dipilih =	0,45
rasio tekanan	=	$K = 0,3-0,6$	
		dipilih =	0,5
tinggi bahan	=	$Z_t = 1,80$	ft
jari-jari tangki	=	$R = 0,75$	ft
e	=	2,718	
Pb	=	58,34	lb/ft <sup>2</sup>
	=	0,405	psi
Tekanan lateral	=	0,203	psi
Tekanan total	=	0,608	psi
Tekanan operasi	=	1,200	bar gauge
	=	2,213	bar abs
Tekanan operasi	=	32,109	psi
Tekanan desain	=	1,1 x (Tekanan operasi + tekanan bahan)	
	=	35,99	psi

#### Menghitung tebal dinding

Dari *Brownell & Young Page 342*, diperoleh :

Material yang digunakan	=	Plate steel SA 167 type 304 grade 3
Tegangan maksimum yang diijinkan (f)	=	18750 psi
Faktor pengelasan double welded butt joint (E)	=	0,80
Faktor korosi (C)	=	0,125 in
Tekanan desain (P desain)	=	35,99 psi
Diameter tangki (ID)	=	18,00 in

$$t_s = \frac{P_i \times ID}{2 \times (fE - 0.6P_i)} + C$$

$$= \frac{647,78}{29956,81} + 0,13$$

$$= 0,147 \text{ in}$$

$$\text{Tebal shell standard} = 0,1875 \text{ in}$$

#### Perhitungan tebal tutup atas dan tutup bawah

Tutup atas berbentuk standard *dished head*

Dari *Brownell & Young Tabel 5.7* untuk ID = 18 in,  $t_s = 0,1875$  in

$$OD = ID + 2t = 18,38 \text{ in} = 20 \text{ in (standar)}$$

$$\text{maka } r = 20 \text{ in}, \text{ icr} = 1 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times P \times r}{2 \times ((f \times E) - (0.1 \times P))} + C$$

$$= \frac{636,99}{29992,80} + 0,13$$

$$= 0,146 \text{ in}$$

$$\text{Tebal tutup atas standard} = 0,1875 \text{ in}$$

Tutup bawah berbentuk *conical* 120°

$$\begin{aligned}
 thb &= \frac{P \times di}{2 \times (fE - 0.6P) \cos \alpha} + C \\
 &= \frac{647,78}{14978,41} + 0,13 \\
 &= 0,168 \text{ in}
 \end{aligned}$$

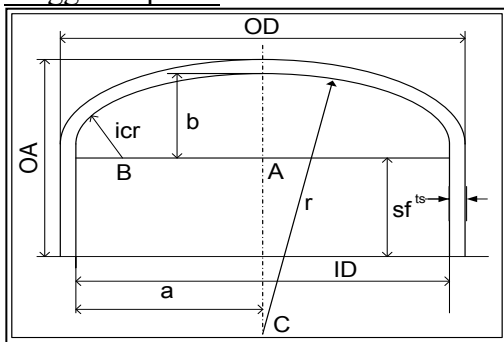
Tebal tutup bawah standar = 0,1875 in

Perhitungan tinggi tangki

Tinggi tutup bawah

$$hb = \frac{OD}{2 \tan \alpha} = 5,196 \text{ in}$$

Tinggi tutup atas



Dari *Brownell & Young Tabel 5.6 & 5.7* didapat :

$$\begin{aligned}
 r &= OD = 20 \text{ in} \\
 icr &= 1 \frac{1}{4} \text{ in} \\
 sf &= 1 \frac{1}{2} - 2 \text{ in (diambil sf = 2 in)}
 \end{aligned}$$

Sehingga dari *Fig. 5.8 Brownell & Young Page 87* dapat dihitung

$$\begin{aligned}
 a &= \frac{1}{2} \times ID = 9,00 \text{ in} \\
 AB &= (\frac{1}{2} \times ID) - icr = 7,75 \text{ in} \\
 BC &= r - icr = 18,75 \text{ in} \\
 b &= r - (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} = 2,93 \text{ in} \\
 AC &= (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} = 17,07 \text{ in} \\
 OA &= t + b + sf = 5,11 \text{ in} \\
 \text{Tinggi tangki} &= Ls + OA + hb \\
 &= 44,33 + 5,11 + 5,20 \\
 &= 54,64 \text{ in} \\
 &= 4,55 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Regenerasi Resin

Kebutuhan regenerant

$$\begin{aligned}
 \text{Regenerant yang digunakan} &= \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ 4\% volume} \\
 \text{Kapasitas regenerant} &= 100 \text{ gr/liter resin} \\
 \text{Kebutuhan teoritis} &= 1144,6 \text{ gram} \\
 &= 1,14 \text{ kg} \\
 \text{Kebutuhan teknis} &= 110\% \text{ kebutuhan teoritis}
 \end{aligned}$$

	=	1,26	kg
<u>Waktu regenerasi</u>			
Densitas regenerant	=	1021,6	kg/m <sup>3</sup>
	=	8,53	lb/galon
Flowrate regenerasi	=	12	gpm/ft <sup>2</sup>
Volume regenerant	=	0,0012	m <sup>3</sup>
	=	0,3256	galon
Waktu regenerasi	=	volume regenerant/(flowrate regenerasi x luas resin)	
	=	0,080	menit
Waktu pencucian	=	10	menit
Waktu Pembilasan	=	5	menit
Total waktu	=	15,08	menit

### **Spesifikasi Alat Tangki Reaktor Kation Exchanger**

Bahan	=	Plate steel SA 167 type 304 grade 3
Bentuk	=	<i>Silinder</i>
Jenis tutup atas	=	<i>Standard dished head</i>
Jenis tutup bawah	=	<i>Conical 120°</i>
Jumlah	=	1 tangki
<u>Dimensi</u>		
Diameter silinder	=	18,00 in
Tebal silinder	=	0,1875 in
Tinggi silinder	=	44,33 in
Tebal tutup atas	=	0,19 in
Tinggi tutup atas	=	5,11 in
Tebal tutup bawah	=	0,1875 in
Tinggi tutup bawah	=	5,20 in
Tekanan desain	=	35,99 psi
Total waktu regenerasi	=	15,08 menit

### C.19. Tangki Reaktor Anion Exchanger / Unit Demin Water (R-430)

Fungsi : Menghilangkan ion-ion negatif yang terlarut dan kesadahan pada air  
Tipe : Tangki silinder Vertikal yang diisi dengan resin penukar ion

#### Menghitung dimensi tangki

Kapasitas : makeup air umpan boiler  
asumsi : 2% dari air BFW  
 $2,00\% \times 46000 = 920 \text{ kg/jam}$   
 $= 4,05 \text{ gpm}$   
Siklus regenerasi : 8 jam = 480 menit  
Total anion inlet : 62 ppm (1galon/kgrain  $\text{CaCO}_3 = 17,1 \text{ ppm}$ )  
Total anion outlet : 0 ppm  
Anion hilang : 100%  
Anion exchanger : Trimethyl benzyl ammonium

#### Kondisi Operasi : (Tabel 16-6 & 16-19 *Perry's Handbook*)

Temperatur : 30 °C (max. 120°C)  
pH : 7 (range 0-14)  
Kapasitas resin : 1,340 Eq/L = 29,212 kgrain  $\text{CaCO}_3/\text{ft}^3$   
Maksimum flow : 7,000 gpm/ft<sup>2</sup>  
Densitas resin : 0,7 kg/L = 43,7 lb/ft<sup>3</sup>

Jumlah mineral yang dihilan = jumlah kation yang dihilangkan x jumlah air x siklus regenerasi  
 $= 7,05 \text{ kgrain CaCO}_3$   
Kebutuhan volume resin = 0,24 ft<sup>3</sup> = 0,01 m<sup>3</sup>  
Luas permukaan resin = 0,58 ft<sup>2</sup> = 0,05 m<sup>2</sup>  
Tinggi bed resin = 0,42 ft = 0,13 m  
Diameter Tangki = 0,9 ft = 2 ft = 18 in  
Ruang kosong = 75% tinggi bed resin untuk ekspansi saat regenerasi  
 $= 0,31 \text{ ft}$   
Lapisan pasir = 50% tinggi bed resin  
 $= 0,21 \text{ ft}$   
Gravel = 12 in = 1 ft  
Tinggi shell total = 1,94 ft

#### Menghitung kebutuhan resin yang digunakan

Densitas resin = 43,70 lb/ft<sup>3</sup>  
Volume resin = 0,24 ft<sup>3</sup>  
Kebutuhan resin = 10,55 lb  
 $= 5 \text{ kg}$



### Menghitung tekanan desain

\* tekanan vertikal bahan padat pada kolom

$$P_B = \frac{R \rho_B \left( \frac{g}{g_c} \right)}{2 \mu K} \left[ 1 - e^{(-2 \mu K Z_t / R)} \right] \quad (\text{Mc. Cabe and Smith, 1985})$$

Dimana:

koefisien friksi	=	$\mu$	=	0,35-0,55
			dipilih	= 0,45
rasio tekanan	=	K	=	0,3-0,6
			dipilih	= 0,5
tinggi bahan	=	Zt	=	0,63 ft
jari-jari tangki	=	R	=	0,75 ft
e	=			2,7183
Pb	=			22,79 lb/ft <sup>2</sup>
	=			0,158 psi
Tekanan lateral	=			0,079 psi
Tekanan total	=			0,237 psi
Tekanan operasi	=			1,200 bar gauge
	=			2,213 bar abs
	=			32,109 psi
Tekanan desain	=			1,1x(Tekanan operasi + tekanan bahan)
	=			35,581 psi

### Menghitung tebal dinding

Dari *Brownell & Young Page 342*, diperoleh :

Material yang digunakan = Plate steel SA 167 type 304 grade 3

Tegangan maksimum yang diijinkan ( = 18750 psi

Faktor pengelasan double welded butt = 0,80

Faktor korosi (C) = 0,13 in

Tekanan desain (P desain) = 35,58 psi

Diameter tangki (ID) = 18,00 in

$$t_s = \frac{P_i \times ID}{2 \times (fE - 0.6P_i)} + C$$

$$= \frac{640,45}{29957,30} + 0,13$$

$$= 0,146 \text{ in}$$

Tebal *shell standar* = 0,1875 in

### Perhitungan tebal tutup atas dan tutup bawah

Tutup atas berbentuk standar *dished head*

Dari *Brownell & Young Tabel 5.7* untuk OD = 18 in, ts = 0,1875 in

OI = ID + 2t = 18,4 in

OD setelah distandarisasi = 20,00 in

maka r = 20 in , icr = 1,25 in

$$\begin{aligned}
tha &= \frac{0.885 \times P \times r}{2 \times (f \times E) - (0.1 \times P)} + C \\
&= \frac{629,78}{29992,88} + 0,125 \\
&= 0,146 \text{ in}
\end{aligned}$$

Tebal tutup atas standard = 0,1875 in

Tutup bawah berbentuk *conical* 120°

$$\begin{aligned}
thb &= \frac{P \times di}{2 \times (fE - 0.6P) \cos \alpha} + C \\
&= \frac{640,45}{14978,65} + 0,125 \\
&= 0,1678 \text{ in}
\end{aligned}$$

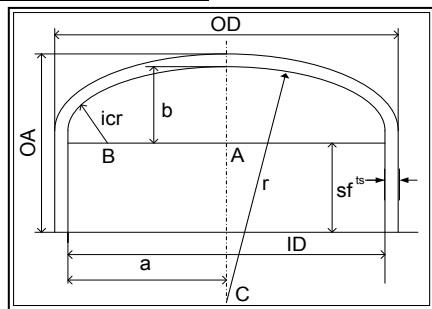
Tebal tutup bawah standard = 0,1875 in

### Perhitungan tinggi tangki

Tinggi tutup bawah

$$\begin{aligned}
hb &= \frac{OD}{2 \tan \alpha} \\
&= 5,196 \text{ in}
\end{aligned}$$

### Tinggi tutup atas



Dari *Brownell & Young Tabel 5.6 & 5.7* didapat :

$$\begin{aligned}
r &= OD = 20 \text{ in} \\
icr &= 1,25 \text{ in} \\
sf &= 1\frac{1}{2} - 2 \text{ in (diambil } sf = 2 \text{ in)}
\end{aligned}$$

Sehingga dari *Fig. 5.8 Brownell & Young Page 87* dapat dihitung

$$\begin{aligned}
a &= \frac{1}{2} \times ID = 9,00 \text{ in} \\
AB &= (\frac{1}{2} \times ID) - icr = 7,75 \text{ in} \\
BC &= r - icr = 18,75 \text{ in} \\
b &= r - (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} = 2,93 \text{ in} \\
AC &= (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} = 17,07 \text{ in} \\
OA &= t + b + sf = 5,07 \text{ in} \\
\text{Tinggi tangki} &= Ls + OA + hb \\
&= 23,26 + 5,07 + 5,20 \\
&= 33,53 \text{ in} \\
&= 2,79 \text{ ft}
\end{aligned}$$

### Regenerasi Resin

#### Kebutuhan regenerant

Regenerant yang digunakan	=	NaOH 70% volume
Kapasitas regenerant	=	70 gr/liter resin
Kebutuhan teoritis	=	478,35 gram
	=	0,48 kg
Kebutuhan teknis	=	110% kebutuhan teoritis
	=	0,53 kg

#### Waktu regenerasi

Densitas regenerant	=	1021,6 kg/m <sup>3</sup>
	=	8,5257 lb/galon
Flowrate regenerasi	=	7,00 gpm/ft <sup>2</sup>
Volume regenerant	=	0,0005151 m <sup>3</sup>
	=	0,14 galon
Waktu regenerasi	=	volume regenerant/(flowrate regenerasi x luas resin)
	=	0,0335905 menit
Waktu pencucian	=	10 menit
Waktu Pembilasan	=	5 menit
Total waktu	=	15,034 menit

### Spesifikasi Alat Anion Exchanger

Bahan	=	Plate steel SA 167 type 304 grade 3
Bentuk	=	<i>Silinder</i>
Jenis tutup atas	=	<i>Standard dished head</i>
Jenis tutup bawah	=	<i>Conical 120°</i>
Jumlah	=	1 tangki

#### Dimensi

Diameter silinder	=	18,00 in
Tebal silinder	=	0,1875 in
Tinggi silinder	=	23,26 in
Tebal tutup atas	=	0,19 in
Tinggi tutup atas	=	5,07 in
Tebal tutup bawah	=	0,1875 in
Tinggi tutup bawah	=	5,20 in
Tekanan desain	=	35,58 psi
Total waktu regenerasi	=	15,03 menit

### C.20. Deaerator (D-310)

Fungsi	:	Menghilangkan gas-gas terlarut dalam air, seperti O <sub>2</sub> agar korosif dan kerak tidak terjadi, diinjeksikan steam
Tipe	:	Silinder horisontal dengan bentuk <i>torispherical dishead head</i>
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Jumlah	:	1 unit
Kondisi Operasi	:	Tekanan = 1,2 atm
		Temperature = 59,000 °C = 332,150 K

#### a. Menentukan Kapasitas Deaerator

Massa cairan yang disimpan	:	269.280,000 kg/jam
Direncanakan untuk penyimpanan	:	600 detik (Ulrich, 1984, Hal.249)

Sehingga, jumlah cairan yang ditampung untuk kebutuhan produksi:

$$269.280,000 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \times \frac{600}{\text{detik}} = 44.880 \text{ kg/ 600 detik}$$

$$= 98.943 \text{ lb/ 600 detik}$$

Densitas Water (ρ)	=	965,84	kg/m <sup>3</sup>
		60,295	lb/ft <sup>3</sup>

$$\text{Volume liquid} = \frac{44.880,000 \text{ kg}}{965,839 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 46,467 \text{ m}^3$$

$$= 1.640,981 \text{ ft}^3$$

*Over design* : 20%

Sehingga, kapasitas perancangan Deaerator:

$$\text{VDeaerator} = (100 + \text{over design}) \times \text{Volume larutan etanol 96,5\%}$$

$$= (120\%) \times 46,467 \text{ m}^3$$

$$= 55,761 \text{ m}^3$$

$$= 1.969,178 \text{ ft}^3$$

#### b. Menentukan Dimensi Deaerator

- Menentukan Diameter dan Panjang Deaerator

$$L/D = 3 - 5 \quad (\text{Ulrich, 1984, Tabel 4-27, Hal 249}).$$

$$\text{Diambil } L/D = 3$$

Untuk *torispherical dishead head* :

$$V_{\text{head}} = 0,000049 D^3 \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, Pers. 5.11, Hal. 88})$$

$$\text{VDeaerator} = V_{\text{silinder}} + 2 V_{\text{head}}$$

$$1.969,178 = \frac{\pi D^2 L}{4} + 2 \cdot 0,084672 D^3$$

$$1.969,178 = \frac{\pi D^2 3D}{4} + 2 \cdot 0,084672 D^3$$

$$1.969,178 = 2,526 D^3$$

$$D = 9,203 \text{ ft} = 110,434 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter standar yang digunakan} = 110,438 \text{ in} = 32 \frac{3}{8} \text{ in}$$

$$L = 27,609 \text{ ft} = 331,303 \text{ in}$$

**c. Menentukan Tinggi Cairan dalam Deaerator**

$$V_{\text{cairan}} = 1.640,981 \text{ ft}^3$$

$$V_{\text{cairan}} = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times L$$

$$1.640,981 \text{ ft}^3 = \frac{1}{4} \times \pi \times 9,203^2 \times H_{\text{cairan}}$$

$$H_{\text{cairan}} = 24,660 \text{ ft}$$

$$= 7,516 \text{ m}$$

**c. Menentukan Tebal Shell Deaerator**

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

$$\text{Allowable stress (f)} = 12.650 \text{ psi}$$

$$\text{Joint Efficiency (E)} = 80\%$$

$$\text{Corrosion allowance (c)} = 0,125 \text{ in}$$

(Brownell & Young, 1959, Tabel 13-1 dan 13-2, Hal. 251 dan 254)

Tebal *shell* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 3.16 dan 3.17

$$t = \frac{p \times r_i}{f \times E - 0,60 \times p} + c$$

$$r_i = 12 \times 1/2 D$$

Keterangan:  
 $t$  = Thickness of shell (in)  
 $p$  = Design pressure (psi)  
 $r_i$  = Inside radius of shell (in)  
 $f$  = Allowable stress (psi)  
 $E$  = Joint efficiency  
 $c$  = Corrosion allowance (in)  
 (Brownell & Young, 1959, Pers. 13.1, Hal. 254).

$$\begin{aligned} \text{dimana : } P_{\text{op}} &= 1,20 \text{ atm} = 17,635 \text{ psi} \\ P_{\text{design}} &= 110\% \times P_{\text{op}} = 110\% \times 1,20 \text{ atm} \\ &= 1,320 \text{ atm} \\ &= 23,278 \text{ psi} \end{aligned}$$

Sehingga  $t$  dapat dihitung,

$$\begin{aligned} t &= \frac{P_{\text{design}} \times r_i}{f \times E - 0,6 \times P_{\text{design}}} + 0,125 \\ &= \frac{23,278 \times 662,6056}{12.650 \times 0,800 - 0,6 \times 23,278} + 0,125 \\ &= 1,651 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Tebal } \textit{shell} \text{ standar yang digunakan} = 2,000 \text{ in}$$

**d. Menentukan Tebal Head Deaerator**

Bahan konstruksi yang digunakan sama dengan bagian *shell*

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2t \\ &= 110,438 + 2 \times 2,000 \\ &= 114,438 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan Brownell & Young, 1959, Tabel 5.7, Hal. 89, digunakan OD standar dengan spesifikasi:

OD	≈	102	in	Keterangan:
t	=	2,000	in	icr = <i>inside corner radius</i>
icr	=	6,13	in	r = <i>radius of dish</i>
r	=	90	in	icr = r <sub>1</sub>
				r = r <sub>c</sub>

$$\text{icr} = 6\% \times r = 5,400 \text{ in}$$

Jika  $\text{icr} > 6\% r$ , maka untuk menghitung tebal *head* harus menghitung *stress-intensification factor* (W)

$$r_c = 90 \text{ in} \quad r_1 = 6,125 \text{ in}$$

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{r_c}{r_1}} \right) = 1,708 \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, Pers. 7.76, Hal. 138})$$

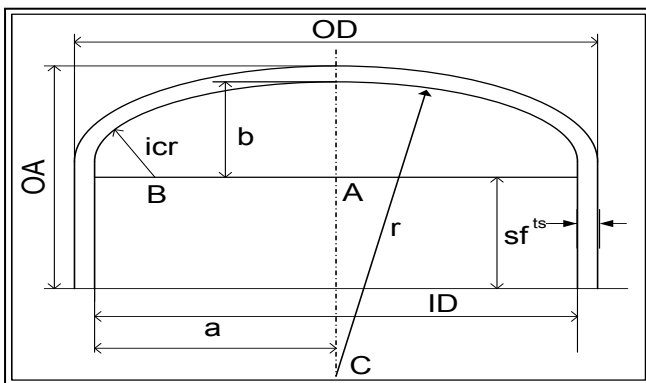
Menghitung Tebal *Head*

$$th = \frac{p}{2 f E} \frac{r_c}{0,2 p} \frac{W}{p} + c \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, Pers. 7.77, Hal. 138})$$

$$\begin{aligned} th &= \frac{23,278 \times 90 \times 1,708}{2 \times 12.650 \times 0,800 - 0,200 \times 23,278} + 0,125 \\ &= 0,302 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Tebal head standar yang digunakan} = 0,313 \text{ in} = \frac{5}{16} \text{ in}$$

**e. Menentukan Tinggi Head Deaerator**



**Keterangan**

- icr = *inside-corner radius*
- sf = *straight flange*
- r = *radius of dish*
- OD = *outside diameter (OD)*
- b = *depth of dish (inside)*
- a = *inside radius (ri)*

Berdasarkan Brownell & Young, 1959, Tabel 5.4, Hal. 87, untuk  $th = 5/16$  in, didapatkan  $sf = 1,5 - 3$  in diambil  $sf = 2$  in

$$ID = 110,438 \text{ in}$$

$$OD = 114,438 \text{ in}$$

Perhitungan nilai a, b, AB, BC, AC, dan OA menggunakan persamaan pada Hal. 87  
(Brownell & Young, 1959, Hal. 87).

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{110,438}{2} = 55,219 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = 55,219 - 6,125 = 49,094 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 90 - 6,125 = 83,875 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 68,006 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 90 - 68,006 = 21,994 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head (OA)} &= th + b + sf \\ \text{(Hhead)} &= 0,313 + 21,994 + 2,000 \\ &= 24,306 \text{ in} \end{aligned}$$

#### f. Menentukan Panjang Deaerator

$$\begin{aligned} \text{Panjang total (Ltotal)} &= L + 2 \times \text{Hhead} \\ &= 331,303 + 2 \times 24,306 \\ &= 379,916 \text{ in} \end{aligned}$$

**Tabel C.20 Spesifikasi Deaerator (D-310)**

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	D-310
Fungsi	Menghilangkan gas-gas terlarut dalam air, seperti O <sub>2</sub> agar tidak korosif dan kerak tidak terjadi, diinjeksikan steam
Tipe	Silinder horisontal dengan bentuk <i>torispherical dishead head</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Jumlah	1 unit
Kapasitas	1.969,178 ft <sup>3</sup>
Tinggi	379,916 in
Diameter	110,438 in
Tebal <i>Shell</i>	2,000 in
Tebal <i>head</i>	0,313 in
Tinggi <i>head</i>	24,306 in

### C.21. Electrostatic Presipitator (H-220 A/B)

**Fungsi** : Menangkap debu dan partikel lain yang ada dalam aliran gas yang akan dibuang ke lingkungan

Densitas udara saat kondisi operasi

$$T \quad 300 \text{ C} = 573,15 \text{ K}$$

$$P \quad 30 \text{ bar} = 3.000.000 \text{ Pa}$$

$$R \quad 8314,34 \text{ m}^3 \text{ Pa/kgmol K}$$

$$\text{Densitas udara} \quad 18,156 \text{ kg/m}^3$$

#### Spesifikasi Alat

Fungsi	= Menangkap debu, abu dan partikel lain yang ada dalam aliran <i>flue gas</i> yang
Kapasitas	= 77.593,00 kg/h = 4.273,68 m <sup>3</sup> /h
Tipe	= <i>Fabric Dust Collector</i>
Model Number	= HFD 50x3 (Xinxiang Lifeierte Filter Corp. Ltd.)
Handle capacity	= 14.4 - 18 x 10 <sup>4</sup> m <sup>3</sup> /h
Cross sectional area	= 50 m <sup>2</sup>
Anode effective area	= 3.000 m <sup>2</sup>
Output Voltage	= 72.000 Volt
Power	= 72 kW
Dust Air Temperature	= ≤ 300 °C
Desain Efficiency	= ≥ 99 %
No. of electric field/chambers	= 3 fields/chambers
Electric field effective length	= 20,5 m
Length	= 22 m
Width	= 9,2 m
Height	= 16,83 m



## C.22. Compressor G-212

Fungsi : Menaikkan tekanan *Process Air* menuju *Gasifier R-210*

Type : *Centrifugal compressor*

Jumlah : 6 buah Compressor

Gas : *Process Air*

Kondisi proses :

Suhu masuk ( $T_1$ ) : 30,0 °C = 86 °F

Suhu keluar ( $T_2$ ) : 463,0 °C = 865 °F

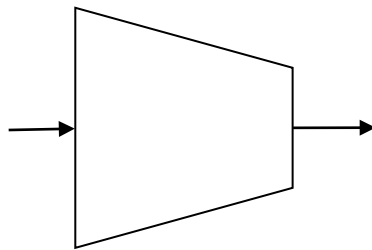
Pressure drop : 0,3 bar = 5 psia

Tekanan masuk ( $P_1$ ) : 1 bar = 14,7 psia

Tekanan keluar ( $P_2$ ) : 30 bar = 441 psia

Rate massa : 21.962,24 kg/jam = 6,10062 kg/s

Densitas : 1,225 kg/m<sup>3</sup> = 0,0012 kg/L



### Jumlah Stage

$$\begin{aligned} R_c &= P_d / P_s \\ &= 441 / 14,7 \\ &= 30 \end{aligned}$$

Karena  $R_c$  maximal 3 - 4,5 , untuk 1 stage

Jumlah Stage = 6

$$\begin{aligned} \text{Power compressor} &= ( H_{out} - H_{in} ) \times \text{efisiensi} \\ &= 10.122.693.861,82 - 105649,2 / 0,8 \\ &= 12.653.235,27 \text{ kJ} \\ &= 3.514,79 \text{ kW} = 3,51 \text{ MW} \end{aligned}$$

### Efisiensi Compressor

Mechanical Efisiensi = 80%

### Spesifikasi Alat

Nama Alat : Compressor

Kode Alat : G-212

Type : *Centrifugal compressor*

Fungsi : Menaikkan tekanan *Process Air* menuju *Gasifier R-210*

Jumlah stage : 6 buah Compressor

Kondisi operasi :  $P_{suction} = 1 \text{ atm}$

:  $P_{discharge} = 30 \text{ atm}$

Ratio : 30 dengan 5 Stage

Bahan : *Cast Iron*

Kapasitas : 21.962,24 kg/jam

mechanical Efisien: 0,8 %

Power : 3,5 MW

### C.23. Compressor G-311

Fungsi : Menaikkan tekanan *Process Air* menuju *Combustion Chamber R-312*

Type : *Centrifugal compressor*

Jumlah : 6 buah Compressor

Gas : *Process Air*

Kondisi proses :

Suhu masuk ( $T_1$ ) : 30,0 °C = 86 °F

Suhu keluar ( $T_2$ ) : 463,0 °C = 865 °F

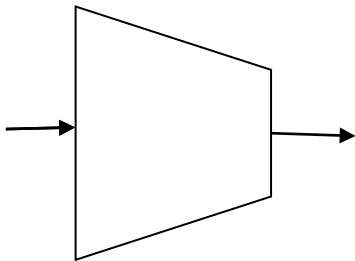
Pressure drop : 0,3 bar = 5 psia

Tekanan masuk ( $P_1$ ) : 1,2 bar = 17,6 psia

Tekanan keluar ( $P_2$ ) : 30 bar = 441 psia

Rate massa : 108.308,12 kg/jam

Densitas : 1,225 kg/m<sup>3</sup> = 0,00123 kg/L



#### Compression ratio

$$\begin{aligned} R_c &= P_d / P_s \\ &= 441 / 17,6 \\ &= 25 \end{aligned}$$

Karena  $R_c$  max 3 - 4,5 untuk 1 stage

Jumlah Stage = 6 Stage

$$\begin{aligned} \text{Power compressor} &= (H_{out} - H_{in}) / \text{efisiesnsi} \\ &= 40.040.805,60 - 521016,285 / 0,800 \\ &= 49.399.736,64 \text{ kJ} \\ &= 13.722,15 \text{ kW} = 13,72 \text{ MW} \end{aligned}$$

#### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat : Compressor

Kode Alat : G-311

Type : *Centrifugal compressor*

Fungsi : Menaikkan tekanan *Process Air* menuju *Combustion Chamber R-312*

Jumlah stage : 6

Kondisi operasi :  $P_{suction} = 1,2 \text{ atm}$

:  $P_{discharge} = 30 \text{ atm}$

Ratio : 25,00

Bahan : *Cast Iron*

Kapasitas : 108.308,1 kg/jam

mechanical Efisiet : 80%

Power : 13,7 MW

### C.24. Gas Turbine N-310

Fungsi	= Mengkonversi <i>flue gas</i> yang dihasilkan oleh <i>Combustion</i> R-315 menjadi energi listrik.
Tipe	= Back Pressure Gas Turbine
Feed	: <i>Fluegas</i>
Data operasi	:
Suhu masuk (T1)	= 1610 °C = 2.930 °F
Suhu keluar (T2)	= 690 °C = 1.273 °F
Tekanan masuk (P1)	= 30 bar = 435,23 psia
Tekanan keluar (P2)	= 1,5 bar = 21,762 psia
Rate massa	= 144.381 kg/jam
	40,10597083 kg/s = 88,42 lb /s

#### Kondisi Operasi

1. Tekanan Suction, Ps (psia)  
Ps = P gas masuk  
Ps = 435,2332 psia
2. Temperatur Suction, Ts ( °R)  
Ts = 1610 °C = 1883,394 K
3. Tekanan Discharge, Pd (psia)  
Pd = P gas keluar  
Pd = 21,8 psia
3. Temperatur Discharge, Td (oR)  
Td = 690 oC : 963 K
4. Ratio spesifik heat, k  
k = 1,37 (k untuk fluegas) **(Aspen Plus V8.8)**
5. Overall compresor ratio, Rc (Ludwig vol III,pers.(12-36))  
$$= \frac{Ps}{Pd} = \frac{435,23}{21,762} = 20,000$$
  
Rc maks/stage = 3-4,5 (Tabel 12-1, Ludwig vol III, Hal 369)  
20,000 /N = 4,5  
N = 5  
sehingga diperlukan 5 stage

#### Spesifikasi Alat

Fungsi	= Mengkonversi <i>flue gas</i> yang dihasilkan oleh <i>Combustion</i> R-321 menjadi energi listrik.
Tipe	= <i>Back Pressure Gas Turbin Generator</i>
Output power	= <i>Up to 60 MW</i>
Inlet gas pressure	= <i>Up to 30 bar</i>
Inlet gas temperature	= 1610 oC
Tekanan <i>outlet</i>	= <i>Up to 1.5 bar</i>
Kecepatan	= <i>Up to 12,000 rpm</i>
Rate <i>flue gas</i>	= 144.381 kg/jam
Bahan konstruksi	= <i>Commercial Steel</i>
Jumlah	= 2 unit

### C.25. Steam Turbine (N-320)

Fungsi	=	Mengkonversi steam yang dihasilkan boiler menjadi energi listrik.
Model Number	=	YBPST1125
Tipe	=	Back Pressure Steam Turbine
Feed	:	Steam Superheated
Data operasi	:	
Suhu masuk (T1)	=	525 °C = 977 °F
Suhu keluar (T2)	=	134 °C = 272,35 °F
Tekanan masuk (P1)	=	113 bar = 1.639,4 psia
Tekanan keluar (P2)	=	3,00 bar = 43,523 psia
Rate massa	=	46.000 kg/jam
Rate mol	=	2555,56 kgmol/jam

#### Kondisi Operasi

1. Tekanan Suction, Ps (psia)  
Ps = P gas masuk  
Ps = 1.639,4 psia
2. Temperatur Suction, Ts (°R)  
Ts = 525 °C = 798,15 K
3. Tekanan Discharge, Pd (psia)  
Pd = P gas keluar  
Pd = 43,52 psia
3. Temperatur Discharge, Td (oR)  
Td = 133,5 oC 406,68 K
4. Ratio spesifik heat, k  
k = 1,411 (k untuk steam) (Hsys)
5. Overall compressor ratio, Rc (Ludwig vol III,pers.(12-36))  
$$= \frac{Ps}{Pd} = \frac{1639,38}{43,523} = 37,667$$
  
Rc maks/stage = 3-4,5 (Tabel 12-1, Ludwig vol III, Hal 369)  
$$37,667 / N = 4,5$$
  
$$N = 8,37$$

sehingga diperlukan 9 stage

### Spesifikasi Steam Turbine (N-310)

Nama	=	<i>Standard Multi-Stage Steam Turbine</i>
Tipe Blading	=	<i>Impulse</i>
Stage max	=	15
Tipe Electricity Genera	=	<i>Steam</i>
Outlet Power	=	Up to 45 MW
Inlet Steam Pressure m	=	Up to 168 bar
Inlet Steam Temperatur	=	535 °C
Tekanan Outlet Max	=	Up to 16 bar
Speed max	=	Up to 12000 rpm
Steam Consumption R <sub>z</sub>	=	10,5 - 37,8 Kg/KWh
Steam Consumption	=	6 Ton/jam - 260 Ton/j ( <a href="http://www.siemens.com">www.siemens.com</a> )

## C.26. Combustion Chamber R-312

### ***Physical Constants***

Berat Molekul Gas	=	31,23
<i>Rasio Specific Heats</i>	=	1,2
<i>Combustion Chamber Temperature</i>	=	1664,3 F
Gravitasi	=	32,2 ft/sec/sec
<i>Ambient pressure</i>	=	14,7 psia
<i>Combustion Chamber Pressure</i>	=	147 psia

### ***Flow Rates***

<i>Propellant flow rate</i>	=	240,09 lbs/sec
<i>Oxidizer flow rate</i>	=	206,89 lbs/sec
<i>Fuel flow rate</i>	=	33,21 lbs/sec

### ***Nozzle Properties***

<i>Nozzle throat cross-sectional area</i>	=	82,92 sq in
<i>Throat diameter</i>	=	10,28 in
<i>Nozzle exit area</i>	=	187,35 sq in
<i>Exit diameter</i>	=	15,44 in
<i>Expansion ratio</i>	=	2,26
<i>Temperature in the nozzle throat</i>	=	2622,2 F
<i>Temperature at the nozzle exit</i>	=	1996,5 F
<i>Te/Tc</i>	=	0,6813
<i>Gas pressure in the nozzle throat</i>	=	82,978 PSI
<i>Mach number at nozzle</i>	=	2,1629

### ***Chamber Properties***

<i>Combustion chamber diameter</i>	=	67,676 in
<i>Chamber volume</i>	=	401670 cubic in
<i>Chamber cross-sectional area</i>	=	3597,1 sq in
<i>Chamber length</i>	=	101,51 in
<i>Stress</i>	=	164388 PSI
<i>Wall thickness</i>	=	0,6218 in
<i>L/D</i>	=	1,5
<i>C</i>	=	88,095

### C.27. Pompa Demin Water (L-344)

Fungsi : Untuk memompa air dari air proses ke unit demin  
Tipe : *Centrifugal Pump*  
Bahan : *Commercial Steel*  
Jumlah : 1 Unit  
Kapasitas : 80.784 kg/jam  
Densitas Air = 995,68 kg/m<sup>3</sup> (A.2-3 *Geankoplis*, air pada T= 45°C)  
= 995,68 x 0,062 = 62,16 lb<sub>m</sub>/ft<sup>3</sup>  
Rate air = 80.784 kg/jam  
=  $\frac{80.784 \times 2,205}{3.600}$   
= 49,47 lbm/s  
μ air = 0,87 cp (A.2-4 *Geankoplis*, air pada T= 45°C)  
= 0,87 x 6,72 x 10<sup>-4</sup>  
= 0,000585 lb<sub>m</sub>/(ft).(s)  
Rate volumetrik =  $\frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}}$   
=  $\frac{49,47}{62,16}$   
= 0,80 ft<sup>3</sup>/s  
= 0,80 x 7,481 x 60  
= 357,22 gal/min

Untuk bagian perpipaan akan direncanakan :

Panjang pipa = 20 m  
= 20 x 3,281 = 65,62 ft  
Beda ketinggian = 4 m  
= 4 x 3,2808 = 13,12 ft  
Elbow 90° = 2 buah  
Globe valve = 1 buah (*wide open*)  
Gate valve = 1 buah (*wide open*)  
P<sub>1</sub> = 0 barg = 1,01 bar abs  
= 1,00 atm = 14,70 psia  
P<sub>2</sub> = 1,2 barg = 2,21 bar abs  
= 2,18 atm = 32,11 psia

Perhitungan diameter pipa :

Asumsi : Aliran turbulen (N<sub>Re</sub> > 2100)

Q<sub>f</sub> = Rate Volumetrik

= 0,796 ft<sup>3</sup>/s

ID optimum = 3,9 Q<sub>f</sub><sup>0,45</sup> x ρ<sup>0,13</sup> (*Peters & Timmerhauss*, pers.15 hal 496)  
= 3,9 x 0,8<sup>0,5</sup> x 62,2<sup>0,1</sup>  
= 3,9 x 0,9 x 1,7  
= 6,02 in

Jadi, digunakan diameter pipa =  
 Dari Kern, Tabel 11 diperoleh :

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 8,625 \text{ in} & \text{ID} &= 7,981 \text{ in} \\
 &= \frac{8,63}{12} = 0,72 \text{ ft} & &= \frac{8}{12} = 0,67 \text{ ft} \\
 &= 8,63 \times 0,0254 & &= 8 \times 0,0254 \\
 &= 0,22 \text{ m} & &= 0,20 \text{ m} \\
 A &= 0,35 \text{ ft}^2 \\
 \text{Kecepatan alir, } v &= \frac{Q_f}{A} = \frac{0,80}{0,35} = 2,3 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

Cek,  $N_{Re}$ :

( $N_{Re} < 2100$  aliran laminer,  $2100 < N_{Re} < 4100$  aliran turbulen,  $N_{Re} > 4100$  aliran turbulen)

$$N_{Re} = \frac{\rho \times D \times v}{\mu} = \frac{62,16 \times 0,67 \times 2,29}{0,0006} = 162085$$

(Turbulen)

Perhitungan Friction Losses :

a. *Sudden contraction* dari outlet tangki :

$$K_c = 0,55 \times \left( 1 - \frac{A_3}{A_1} \right) \quad (\text{Geankoplis, pers. 2.10-16 hal 98})$$

Karena  $A_1 \gg A_3$ , maka  $\frac{A_3}{A_1} = 1$

Jadi,  $K_c = 0,55$  dan  $\alpha = 1,0$  Turbuler

$$h_c = K_c \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \quad (\text{Geankoplis, pers. 2.10-16 hal 98})$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 h_c &= 0,55 \times \frac{0,63}{2 \times 1,0 \times 32,17} \\
 &= \frac{0,35}{64,35} = 0,0054 \text{ (lb}_f\text{) \cdot (ft) / lb}_m
 \end{aligned}$$

b. Friksi pada sambungan dan valve :

Diketahui harga  $K_f$  :

(Geankoplis, Tabel 2.10-1 hal 99)

$$\text{Elbow } 90^\circ \quad K_f = 0,75$$

$$\text{Globe valve} \quad K_f = 6$$

$$\text{Gate valve} \quad K_f = 0,17$$

Friksi pada 2 elbow  $90^\circ$  :

$$h_{f1} = 2 \times K_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \quad (\text{Geankoplis, hal 102})$$

$$\begin{aligned}
&= 2 \times 0,75 \frac{0,80^2}{2 \times 1,0 \times 32,17} \\
&= \frac{0,95}{64,35} \\
&= 0,015 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m
\end{aligned}$$

Friksi pada 1 globe valve (wide open) :

$$\begin{aligned}
h_{f2} &= 1 \times K_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \\
&= 1 \times 6 \frac{0,80^2}{2 \times 1,0 \times 32,17} \\
&= \frac{3,80}{64,35} \\
&= 0,059 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m
\end{aligned}$$

Friksi pada 1 gate valve (wide open) :

$$\begin{aligned}
h_{f3} &= 1 \times K_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \\
&= 1 \times 0,17 \frac{0,80^2}{2 \times 1,0 \times 32,17} \\
&= \frac{0,11}{64,35} = 0,0017 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m
\end{aligned}$$

Total friksi pada sambungan dan valve adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
\Sigma h &= h_{f1} + h_{f2} + h_{f3} \\
&= 0,01 + 0,06 + 0,0017 \\
&= 0,08 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m
\end{aligned}$$

c. Friksi pada pipa lurus :

Diketahui :

$$L = 65,62 \text{ ft}$$

Material pipa, yaitu Commercial steel.

$$\epsilon = 0,000046 \text{ m}$$

**(Geankoplis, Gb. 2.10-3 hal 94)**

Maka :

$$\epsilon/D = \frac{0,000046}{0,20}$$

$$= 0,00023$$

$$f = 0,00375$$

**(Geankoplis, Gb. 2.10-3 hal 88)**

$$Ff = 4 \times f \times \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2 \times g_c}$$

**(Geankoplis, pers. 2.10-6 hal 86)**

$$= 4 \times 0,00375 \times \frac{65,62}{0,67} \times \frac{0,80^2}{2 \times 32,17}$$

$$= \frac{0,6}{42,80} = 0,0146 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m$$



d. Sudden expansion ke inlet boiler :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_4}{A_2}\right)^2$$

(Geankoplis, pers. 2.10-15 hal 93)

Karena  $A_4 \ll A_2$ , maka  $\frac{A_4}{A_2} = 0$

Jadi,  $K_{ex} = 1,0$  dan  $\alpha = 1,0$  (Turbulen)

$$h_{ex} = K_{ex} \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c}$$

(Geankoplis, pers. 2.10-15 hal 93)

Maka :

$$\begin{aligned} h_{ex} &= 1,0 \times \frac{0,63}{2 \times 1,0 \times 32,17} \\ &= \frac{0,63}{64} \\ &= 0,0098 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m \end{aligned}$$

e. Total friksi :

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + \Sigma h_f + F_f + h_{ex} \\ &= 0,0054 + 0,0755 + 0,0146 + 0,0098 \\ &= 0,1053 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m \end{aligned}$$

Mechanical Energy Balance :

$$\begin{aligned} \Delta P &= P_2 - P_1 \\ &= 17,41 \text{ psia} \\ &= 2507,1 \text{ lbf/ft}^2 \end{aligned}$$

$$v_1 = 0$$

$$v_2 = 0,80 \text{ ft/s}$$

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{g}{g_c} \Delta Z + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \times \alpha \times g_c} + \Sigma F$$

**Persamaan  
Bernoulli**

$$\begin{aligned} W_s &= 40,3342 + 1 \times 13,12 + \frac{0,6335^2 - 0}{2 \times 1,0 \times 32,17} + 0,11 \\ &= 53,457 + 0,01 + 0,11 = 53,577 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m \end{aligned}$$

Kapasitas = 0,80 ft<sup>3</sup>/s. maka :

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi pompa, } \eta_p &= 1 - 0,12 q^{-0,27} \\ &= 87\% \end{aligned}$$

(Ulrich, pers 4-95a hal 205)

$$\begin{aligned} W_s &= \eta_p \times W_p \\ -53,6 &= 87\% \times W_p \\ W_p &= 61,4 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{m \times W_p}{550} \\
 &= \frac{49,47 \times 61,4}{550} \\
 &= 5,52 \text{ hp} \\
 &= 5,52 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

(Geankoplis, pers. 3.3-2 hal 145)

Efisiensi motor,  $\eta$  94%

(Peters & Timmerhauss, Gb.14-38 hal 521)

$$\begin{aligned}
 \text{Konsumsi Power} &= \frac{\text{BHP}}{\eta_m} \\
 &= \frac{5,52}{0,94} \\
 &= 5,88 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/s} \\
 &= 5,88 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Jadi, digunakan power 5,88 hp

**Spesifikasi Pompa Demin Water 1 (L-231) :**

Kapasitas	=	80.784	kg/jam
Diameter pipa	=	8,625	in IP! 40
Panjang pipa	=	20	m
Beda ketinggian	=	4	m
Elbow 90°	=	2	buah
Globe valve	=	1	buah ( <i>wide open</i> )
Gate valve	=	1	buah ( <i>wide open</i> )
Head pompa ( $W_s$ )	=	-53,6	(lb <sub>f</sub> ).(ft)/lb <sub>m</sub>
$W_p$	=	61,4	(lb <sub>f</sub> ).(ft)/lb <sub>m</sub>
Efisiensi pompa ( $\eta_p$ )	=	87%	
Efisiensi motor ( $\eta_m$ )	=	94%	
Power motor	=	5,88	hp = 0,0044 MWatt
Jumlah	=	1	Unit

## APPENDIKS D ANALISA EKONOMI

### D.1 Harga Peralatan

#### D.1.1 Perhitungan Harga Peralatan Proses

Harga peralatan setiap saat akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada beberapa tahun yang lalu diketahui, maka harga alat pada saat ini dapat ditaksir dengan menggunakan *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI). Besarnya harga alat dapat dinyatakan sebagai berikut:

Harga pada perhitungan analisa ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari internet, yaitu pada website *www.matche.com* yang memberikan harga peralatan berdasarkan FOB (Free on Board) dari Gulf Coast USA. Besarnya harga alat pada tertentu dapat dinyatakan dengan rumus sebagai berikut :

$$C_x = C_k \times \frac{I_x}{I_k}$$

dimana :

- $C_x$  = Taksiran harga alat yang akan dicari pada tahun tertentu
- $C_k$  = Harga taksiran alat pada tahun diketahui
- $I_x$  = Indeks harga pada tahun tertentu
- $I_k$  = Indeks harga tahun diketahui

**Tabel D.1** Indeks harga dari tahun 2006-2013 dan untuk mencari harga m dan c

No.	Tahun (y)	Index (x)	$x^2$	x.y
1	2006	499,60	249600,16	1002197,60
2	2007	525,40	276045,16	1054477,80
3	2008	575,40	331085,16	1155403,20
4	2009	521,90	272379,61	1048497,10
5	2010	550,80	303380,64	1107108,00
6	2011	585,70	343044,49	1177842,70
7	2012	584,60	341757,16	1176215,20
8	2013	567,30	321829,29	1141974,90
$\Sigma$	16076	4410,70	2439121,67	8863716,50

(Buku Kusnarjo halaman 145)

$$m = \frac{n \Sigma xy - \Sigma y \Sigma x}{n \Sigma x^2 - (\Sigma x)^2}$$

$$= \frac{70909732 - 70906413,2}{19512973 - 19454274,49}$$

$$= 0,0565$$

$$c = \frac{\Sigma x^2 \Sigma y - \Sigma xy \Sigma x}{n \Sigma x^2 - (\Sigma x)^2}$$

$$= \frac{3,921E+10 - 39095194367}{19512973 - 19454274,49}$$

$$= 1978,3277$$

dari hasil perhitungan akan didapatkan persamaan :

$$y = 0,0565 x + 1978,3277$$

Sehingga indeks harga pada tahun 2014 atau y = 2014

$$2014 = 0,0565 x + 1978,3277$$

$$x = 630,9280$$

Indeks harga pada tahun 2019 atau y = 2019

$$2019 = 0,0565 x + 1978,3277$$

$$\begin{aligned}
 x &= 719,3619 \\
 \text{Indeks harga pada tahun 2021 atau y} &= 2022 \\
 2022 &= 0,0565 \quad x + 1978,3277 \\
 x &= 772,4222
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Sehingga : } I_x &= 772,4222 \\
 I_k &= 630,9280
 \end{aligned}$$

Kurs dollar (Januari 2019) = Rp 14.219

(diakses 5 Juli 2019, pukul 14.17 WIB)

sumber : <http://www.bi.go.id/id/moneter/informasi-kurs/transaksi-bi/Default.aspx>)

Data harga peralatan diperoleh dari internet ([www.matche.com](http://www.matche.com)) dan buku timmerhaus

Contoh perhitungan harga peralatan proses :

**Belt Conveyor Bagasse 1 :**

Kode Alat	:	J-111		
Fungsi	:	Mengangkut ampas tebu dari gudang penyimpanan menuju rotary cutter		
Lebar belt	:	14,0 in		
Panjang belt	:	590,6 in		
Material	:	Carbon steel		
Jumlah	:	1 buah		
Harga pada tahun 2014	:	US\$	16.500	
Harga pada tahun 2020	=	16.500	x	$\frac{772,4222}{630,9280}$
	=	US\$		20.200,3499

**Tabel D.2 Harga Peralatan**

No	Kode	Nama Peralatan	Harga Satuan		Jumlah	Total Harga	
			US\$	2014		US\$	2020
1	J-111	Belt Conveyor 1	16.500,00		1	20.200	
2	C-120	Rotary Cutter	18.000,00		1	22.037	
3	J-121	Screw Conveyor 1	10.000,00		1	12.243	
4	B-130	Fluidized Bed Dryer	500.000,00		1	612.132	
5	J-131	Screw Conveyor 2	10.000,00		1	12.243	
6	H-132	Cyclone	50.000,00		1	61.213	
7	J-211	Belt Conveyor 2	16.500,00		1	20.200	
8	R-210	Circulating Fluidized Bed Gasifier	2.200.000,00		1	2.362.273	
9	N-320	Gas Turbine	16.790.000,00		1	20.555.386	
10	L-313	Pompa Air Condensat	4.900,00		1	5.999	
11	L-344	Pompa Air Condensat	4.900,00		1	5.999	
12	L-231	Pompa Water Process	4.900,00		1	5.999	
13	H-432	Splitter	2.100,00		1	2.571	
14	H-222	Splitter	2.101,00		1	2.572	
15	H-342	Splitter	2.100,00		1	2.571	
16	H-331	Splitter	2.100,00		1	2.571	
17	N-340	Steam Turbine	1.200.000,00		1	1.469.116	
18	L-333	Pompa Steam Condensate	24.500,00		5	29.994	
19	R-230	Carbon Filter	8.500,00		2	10.406	
20	L-334	Pompa Cooling Water	4.900,00		1	5.999	
21	E-330	Heat Recovery Steam Generator	285.600,00		1	349.650	

22	R-240	Anion Exchanger	13.000,00	2	31.831
23	R-250	Cation Exchanger	15.200,00	2	37.218
24	D-310	Deaerator	30.000,00	1	36.728
25	E-213	Syngas Cooler	41.100,00	1	50.317
26	E-212	Syngas Cooler	41.100,00	1	50.317
27	G-312	Compressor	2.550.000,00	1	3.121.872
28	H-220	Electrostatic Precipitator	174.800,00	2	428.003
29	G-323	Compressor	750.000,00	1	918.198
30	E-343	Kondensor	74.200,00	1	90.840
31	R-330	Combustion Chamber	100.000,00	1	122.426
<b>Total</b>					30.459.124

Total harga peralatan proses pada tahun 2021 :

$$= \text{US\$ } 30.459.124 \times 14.219$$

$$= \text{Rp } 433.098.286.829$$

## D.2 Perhitungan Biaya Utilitas

### Perhitungan Biaya Utilitas

Utilitas yang dibutuhkan sebesar 15% TPC, yang meliputi :

1. Air yang digunakan sebagai air umpan ESP dan HRSG
2. Udara yang digunakan sebagai umpan pada *gasifier* dan *combustion chamber*

## D.3 Harga Bahan Baku

Untuk harga-harga kebutuhan bahan baku Pabrik Pembangkit Energi dari Ampas Tebu ini dapat dilihat pada tabel berikut :

**Tabel D.3 Biaya Bahan Baku**

No	Bahan Baku	Kuantitas	Harga (Rp/Kg)	Total Harga
		(kg / tahun)		(kg/tahun )
1	Bagasse	388800000	Rp 200	Rp 77.760.000.000
2	Activated Carbon	4018	Rp 7.000	Rp 28.128.464
3	Sulfonated phenolic	203	Rp 21.570	Rp 4.379.098
4	C10 H16 CIN	101	Rp 14.380	Rp 1.448.699
<b>TOTAL</b>				Rp 77.793.956.261

Total biaya bahan baku per tahun:

$$= \text{Rp } 77.793.956.261 : 1$$

$$= \text{Rp } 77.793.956.261$$

## D.4 Harga Jual Produk

Untuk harga jual produk Pabrik Pembangkit energi dari ampas tebu ini dapat dilihat pada tabel berikut ini :

(Sumber: PLN dan [www.faberburner.com](http://www.faberburner.com))

**Tabel D.4 Harga Jual Produk**

No.	Musim	Produk	Satuan	Kuantitas	Harga	Total harga (Rp/hari)
1	On season	Listrik	kwh / hari	2713193	Rp 1.900	Rp 5.155.066.480
2	On season	Steam	kg / hari	3792000	Rp 500	Rp 1.896.000.000
3	Off season	Listrik	kwh / hari	2713193	Rp 1.900	Rp 5.155.066.480
<b>TOTAL</b>						Rp 12.206.132.960

Harga Penjualan per tahun : = Rp 1.887.799.943.946,31

### D.5 Perhitungan Gaji Karyawan

Biaya untuk keperluan karyawan selama satu bulan, dapat diperkirakan dan direncanakan sebagai berikut:

Karyawan bekerja 8 jam / hari tiap shift nya, dan satu hari terdapat 3 shift.

**Tabel D.5 Perhitungan Gaji Karyawan**

No.	Jabatan	Gaji (Rp/bulan)	Jumlah Karyawan	Jumlah (Rp/bulan)
1	Direktur Utama	Rp 40.000.000	1	Rp 40.000.000
2	Komisaris Utama	Rp 28.000.000	1	Rp 28.000.000
3	Anggota Komisaris	Rp 20.000.000	2	Rp 40.000.000
4	Sekretaris	Rp 7.500.000	1	Rp 7.500.000
5	Direktur Teknik	Rp 28.000.000	1	Rp 28.000.000
6	Direktur Keuangan	Rp 28.000.000	1	Rp 28.000.000
7	Manajer			
	a. Operasi	Rp 9.500.000	1	Rp 9.500.000
	b. Teknik	Rp 9.500.000	1	Rp 9.500.000
	c. Maintenance	Rp 9.500.000	1	Rp 9.500.000
	d. Logistik	Rp 9.500.000	1	Rp 9.500.000
	e. Keuangan	Rp 9.500.000	1	Rp 9.500.000
	f. Personalia & Umum	Rp 9.500.000	1	Rp 9.500.000
8	Kepala Bagian	Rp 7.500.000	4	Rp 30.000.000
9	Karyawan Operasional			
	a. Teknik	Rp 5.500.000	12	Rp 66.000.000
	b. Logistik	Rp 5.500.000	12	Rp 66.000.000
	c. Keuangan	Rp 5.500.000	10	Rp 55.000.000
	d. Personalia & Umum	Rp 5.500.000	10	Rp 55.000.000
	e. Maintenance			
	S1	Rp 5.500.000	12	Rp 66.000.000
	D3	Rp 4.500.000	14	Rp 63.000.000
	f. Operasi			
	S1	Rp 5.500.000	12	Rp 66.000.000
	D3	Rp 4.500.000	24	Rp 108.000.000
	SMU	Rp 3.500.000	24	Rp 84.000.000
	10	Karyawan Keamanan	Rp 2.500.000	12
11	Supir	Rp 2.500.000	6	Rp 15.000.000
12	Karyawan Kebersihan	Rp 2.000.000	10	Rp 20.000.000
13	Perawat	Rp 3.500.000	6	Rp 21.000.000
14	Dokter	Rp 9.500.000	3	Rp 28.500.000
Total			184	Rp 1.002.000.000

Biaya untuk gaji karyawan selama 1 bulan = Rp 1.002.000.000

Biaya untuk gaji karyawan selama 1 tahun = Rp 12.024.000.000

## D.6 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang telah direncanakan layak untuk didirikan atau tidak. Untuk itu, perlu dilakukan evaluasi atau penilaian investasi, dengan mempertimbangkan hal - hal berikut ini :

1. Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return* , IRR)
2. *Net Present Value* , NPV
3. Waktu pengembalian modal (*Payout Time* , POT)
4. Titik Impas (*Break Even Point* , BEP)

Sebelum dilakukan analisa terhadap ketiga faktor diatas perlu dilakukan peninjauan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

1. Penaksiran modal (*Total Capital Investment* , TCI) yang meliputi :
  - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment* , FCI)
  - b. Modal kerja (*Working Capital Investment* , WCI)
2. Penentuan biaya produksi (*Total Production Cost* , TPC) yang terdiri :
  - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost* , MC)
  - b. Biaya overhead pabrik (*Plant Overhead Cost* , POC)
  - c. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses* , GE)
3. Biaya Total

Untuk mengetahui besarnya Titik Impas (*Break Even Point* , BEP) perlu dilakukan penaksiran terhadap :

- a. Biaya tetap
- b. Biaya semi variabel
- c. Biaya variabel

### Diketahui :

Pabrik pembangkit energi dari bagasse

- 1 Tipe Solid-Fluid
  - 2 Utilitas (15% *Total Product Cost*) = Rp 138.679.560.146,31
  - 3 Alat dibuat diluar negeri
  - 4 Harga peralatan = Rp 433.098.286.829,18
  - 5 Buruh langsung = Rp 1.002.000.000,00 per bulan
  - 6 Umur pabrik = 10 Tahun
  - 7 Pajak pendapatan = Kurang dari Rp 50.000.000 = 5%  
Rp 50.000.000 - Rp 250.000.000 = 15%  
Rp 250.000.000 - Rp 500.000.000 = 25%  
= Lebih dari Rp 500.000.000 = 30%  
(UU RI No.36 Tahun 2008, Pasal 17 ayat 1)
  - 8 Laju Inflasi = 3,28% per tahun (www.bi.go.id)
  - 9 Bunga pinjaman bank = 13,00% per tahun (www.BCA.co.id)
- 1 tahun sebelum pabrik siap beroperasi sebesar 60% dari modal sendiri dan modal pinjaman  
1 tahun sebelum pabrik siap beroperasi sebesar 40% dari modal sendiri dan modal pinjaman

### D.6.1 TOTAL CAPITAL INVESTMENT

Berdasarkan buku Kusnarjo halaman 147-148 dan Tabel 6-9 *Timmerhaus* halaman 251

**Tabel D.6 Perhitungan Total Capital Investment**

No	Jenis Biaya			Jumlah (Rp)	
<b>A</b>	<b>Direct Cost</b>				
1	Pengadaan Alat			Rp	433.098.286.829
2	Intrumentasi dari kontrol	26%	A1	Rp	112.605.554.576
3	Instalasi	39%	A1	Rp	168.908.331.863
4	Perpipaan	31%	A1	Rp	134.260.468.917,05
5	Pelistrikan	10%	A1	Rp	43.309.828.683
6	Bangunan pabrik (termasuk service)	29%	A1	Rp	125.598.503.180
7	Yard Improvement	12%	A1	Rp	51.971.794.420
8	Service facilities	55%	A1	Rp	238.204.057.756
<b>9</b>	<b>Total Direct Cost (Jumlah 1-8)</b>			<b>Rp</b>	<b>1.307.956.826.224</b>
<b>B</b>	<b>Indirect Cost</b>				
10	<i>Engineering and supervision</i>	32%	A1	Rp	138.591.451.785
11	<i>Construction Expenses</i>	34%	A1	Rp	147.253.417.522
12	<i>Legal Expense</i>	4%	A1	Rp	17.323.931.473
13	Ongkos Kontraktor	19%	A1	Rp	82.288.674.498
14	Biaya tidak terduga	37%	A1	Rp	160.246.366.127
<b>15</b>	<b>Total Indirect Cost (Jumlah 10-14)</b>			<b>Rp</b>	<b>545.703.841.405</b>
<b>C</b>	<b>Fixed Capital Investment (FCI)</b>				
	Direct Cost + Indirect Cost			<b>Rp</b>	<b>1.853.660.667.629</b>
<b>D</b>	<b>Working Capital Investment (WCI)</b>				
16	Inventaris bahan baku			Rp	77.793.956.261
17	Inventaris produk			Rp	154.651.994.455
18	<i>Available cash</i>			Rp	1.002.000.000
<b>20</b>	<b>Total Working Capital Investment (Jumlah 16-19)</b>			<b>Rp</b>	<b>233.447.950.716</b>
<b>E</b>	<b>Total Capital Investment (TCI)</b>				
	Fixed Capital Investment + Working Capital Investment			<b>Rp</b>	<b>2.087.108.618.345</b>

Modal yang digunakan:

$$60\% \text{ Modal sendiri} = 60\% \times \text{TCI} = \text{Rp } 1.252.265.171.007$$

$$40\% \text{ Modal Pinjaman} = 40\% \times \text{TCI} = \text{Rp } 834.843.447.338$$

### D.6.2 Total Production Cost (TPC )

Total production cost pabrik dihitung berdasarkan komponen biaya nya adalah sebagai berikut:

(*Timmerhaus*, hal. 210-211)

#### D.6.2.1 Manufacturing Cost

##### Direct cost

1	Bahan baku	Rp	77.793.956.261
2	Buruh langsung	Rp	12.024.000.000
3	Pengawasan langsung dari perburuhan (17.5% dari 2)	Rp	2.104.200.000
4	Utilitas (15% <i>Total Product Cost</i> )		(0.15*TPC)



	Rp	138.679.560.146
5 Pemeliharaan dan perbaikan (6% dari FCI)	Rp	111.219.640.058
6 Operating Supplies (15% dari 5)	Rp	16.682.946.009
7 Laboratorium (15% dari 2)	Rp	1.803.600.000
8 Patent and royalties (3% dari TPC)		(0.03*TPC)
	Rp	27.735.912.029
<b>TOTAL</b>	<b>Rp</b>	<b>221.628.342.327</b>
		<b>+ 0.18*TPC</b>

#### **Fixed Charges**

1 Depresiasi (10% dari FCI)	Rp	185.366.066.763
2 Pajak kekayaan (3% dari FCI)	Rp	55.609.820.029
3 Asuransi (1% dari FCI)	Rp	18.536.606.676
4 Biaya sewa, pabrik dianggap tidak menyewa tanah	Rp	-
<b>TOTAL</b>	<b>Rp</b>	<b>259.512.493.468</b>

#### **Plant Over Head Cost (POH)**

1 Pengeluaran plant overhead cost (70% dari ongkos buruh, supervisi dan pemeliharaan)	Rp	87.743.488.040
<b>TOTAL</b>	<b>Rp</b>	<b>87.743.488.040</b>

**Total Manufacturing Cost =** **Rp 568.884.323.836**  
**+ 0.18\*TPC**

#### **D.6.2.2 General Expenses**

1 Biaya administrasi (15% dari ongkos buruh, supervisi dan pemeliharaan)	Rp	18.802.176.009
2 Ongkos distribusi dan penjualan	Rp	-
3 Research and development (3.5% dari total penjualan)	Rp	66.072.998.038
4 Financing (5% dari total capital investment)	Rp	104.355.430.917
<b>Total General Expenses =</b>	<b>Rp</b>	<b>189.230.604.964</b>

Total Production Cost =	Manufacturing Cost	+	General Expenses
Total Production Cost =	Rp 568.884.323.836	+	Rp 189.230.604.964
			+ 0.18*TPC
Total Production Cost =	Rp 758.114.928.800	+	0.18*TPC
0,82 Total Production Cost =	Rp 758.114.928.800		
<b>Total Production Cost =</b>	<b>Rp 924.530.400.975</b>		

#### **D.6.3 Gross Earning**

Gross Earning atau Laba Kotor	=	Total Penjualan	-	TPC
	=	Rp 963.269.542.971		per tahun
Lab bersih	=	Lab kotor	-	Pajak Pendapatan
	=	Rp 674.288.680.080		per tahun

#### D.6.4 Investasi

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi yang berasal dari modal sendiri akan habis pada tahun pertama konstruksi. Nilai modal sendiri tidak akan terpengaruh oleh suku bunga bank. Sehingga modal sendiri pada masa akhir masa konstruksi adalah tetap. Untuk modal pinjaman dari bank, total pinjaman pada akhir masa konstruksi adalah sebagai berikut :

**Tabel D.7 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi**

Masa Konstruksi	%	Modal Pinjaman		
		Biaya (Rp)	Bunga Bank 13%	Jumlah (Rp)
-2	30%	250.453.034.201	0	250.453.034.201
-1	70%	584.390.413.136	32.558.894.446	616.949.307.583
0	0	0	112.762.304.432	112.762.304.432
Modal pinjaman pada akhir masa konstruksi pabrik				980.164.646.216

**Tabel D.8 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi**

Masa Konstruksi	%	Modal Sendiri		
		Biaya (Rp)	Laju Inflasi 3.13%	Jumlah (Rp)
-2	50%	626.132.585.503	0	626.132.585.503
-1	50%	626.132.585.503	20.537.148.805	646.669.734.308
0	0	0	41.074.297.609	41.074.297.609
Modal pinjaman pada akhir masa konstruksi pabrik				1.313.876.617.420

$$\begin{aligned}
 \text{Total investasi pada akhir masa} &= \text{Modal sendiri} + \text{Modal pinjaman} \\
 \text{konstruksi pabrik} &= \text{Rp} \quad 2.294.041.263.636
 \end{aligned}$$

#### D.6.5 Laju Pengembalian Modal (Internal Rate of Return, IRR)

*Internal Rate of Return* berdasarkan discounted cash flow adalah tingkat suku bunga tertentu di mana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal. Untuk menghitung IRR dapat dilakukan dengan trial harga  $i$ , yaitu laju bunga sehingga didapat :

$$\sum_{t=1}^n \frac{CF_t}{(1+i)^t} = \text{Total Modal pada Akhir Kontruk}$$

dimana:

$$\begin{aligned}
 t &= \text{Tahun} \\
 CF &= \text{Cash Flow Pada Tahun ke - } n \\
 \frac{1}{(1+i)^t} &= \text{Discount Factor (DF)}
 \end{aligned}$$

Atau dengan menggunakan Aturan Descartes sebagai berikut :

$$\sum_{t=0}^n \frac{CF_t}{(1+IRR)^t} = 0$$

**Tabel D.9 Perhitungan Nilai IRR**

Tahun ke - n	Net Cash Flow		IRR = 22,35%	
			DF	Present Value
0	Rp	-2.294.041.263.636	1,000	-Rp 2.294.041.263.636
1	Rp	318.893.128.433	0,817	Rp 260.645.936.066
2	Rp	502.885.139.499	0,668	Rp 335.954.448.255
3	Rp	686.877.150.565	0,546	Rp 375.056.295.696
4	Rp	695.796.648.846	0,446	Rp 310.531.399.045
5	Rp	704.716.147.126	0,365	Rp 257.065.151.613
6	Rp	713.635.645.407	0,298	Rp 212.770.451.581
7	Rp	722.555.143.687	0,244	Rp 176.080.626.444
8	Rp	731.474.641.968	0,199	Rp 145.695.336.038
9	Rp	740.394.140.248	0,163	Rp 120.535.547.299
10	Rp	749.313.638.529	0,133	Rp 99.706.071.598
Jumlah				Rp 0,00

Dari perhitungan pada Tabel D.9, nilai IRR = 0,2235 = 22,35 %  
 Harga IRR yang diperoleh lebih besar dari pada nilai bunga pinjaman modal (13%). Hal ini menunjukkan pabrik layak untuk didirikan.

**D.6.6 Net Present Value (NPV)**

NPV adalah selisih antara *present value* dari investasi dengan nilai sekarang dari penerimaan-penerimaan kas bersih di masa yang akan datang. Untuk menghitung nilai sekarang perlu ditentukan tingkat bunga yang relevan. NPV dapat dihitung dengan menggunakan rumus :

$$NPV = \sum_{t=0}^n \frac{CF_t}{(1+i)^t}$$

atau :

$$NPV = \sum_{t=1}^n \frac{CF_t}{(1+i)^t} - CF_0$$

**Tabel D.10 Perhitungan Net Present Value**

Tahun ke - n	Net Cash Flow		i = 13,00%	
			DF	Present Value
0	Rp	-2.294.041.263.636	1,000	-Rp 2.294.041.263.636,1
1	Rp	318.893.128.433	0,885	Rp 282.206.308.347,6
2	Rp	502.885.139.499	0,783	Rp 393.832.829.116,5
3	Rp	686.877.150.565	0,693	Rp 476.040.320.663,9
4	Rp	695.796.648.846	0,613	Rp 426.745.115.393,6
5	Rp	704.716.147.126	0,543	Rp 382.491.690.912,0
6	Rp	713.635.645.407	0,480	Rp 342.772.422.325,6
7	Rp	722.555.143.687	0,425	Rp 307.129.754.517,8
8	Rp	731.474.641.968	0,376	Rp 275.151.400.176,0
9	Rp	740.394.140.248	0,333	Rp 246.465.980.014,0
10	Rp	749.313.638.529	0,295	Rp 220.739.067.002,6
Jumlah				Rp 1.059.533.624.833,4

Dari perhitungan pada Tabel D.10, nilai NPV = Rp 1.059.533.624.833

Perhitungan NPV juga dapat dilakukan dengan menggunakan formula pada Microsoft Excel.  
 $=NPV(i,CF \text{ tahun ke-1 sampai } 10)+\text{modal awal}$

Sehingga didapat nilai NPV = Rp 1.059.533.624.833

Harga *Net Present Value* yang diperoleh bernilai positif (NPV > 0). Hal ini menunjukkan bahwa proyek akan menambah nilai bagi perusahaan sehingga proyek pembangunan pabrik ini layak untuk dilaksanakan.

#### D.6.7 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time, POT*)

Untuk menghitung waktu pengembalian modal, maka dihitung akumulasi modal sebagai berikut :

**Tabel D.11 Cummulative Cash Flow**

Tahun ke-	Gross Cash Flow	Cummulative Cash Flow
1	Rp318.893.128.433	Rp318.893.128.433
2	Rp502.885.139.499	Rp821.778.267.932
3	Rp686.877.150.565	Rp1.508.655.418.497
4	Rp695.796.648.846	Rp2.204.452.067.342
5	Rp704.716.147.126	Rp2.909.168.214.468
6	Rp713.635.645.407	Rp3.622.803.859.875
7	Rp722.555.143.687	Rp4.345.359.003.562
8	Rp731.474.641.968	Rp5.076.833.645.530
9	Rp740.394.140.248	Rp5.817.227.785.779
10	Rp749.313.638.529	Rp6.566.541.424.308

Dari tabel di atas, total investasi Rp 2.294.041.263.636 dengan cara interpolasi antara tahun ke -3 dan ke -4 diperoleh waktu pengembalian  $m_c = 4,13$  tahun

#### D.6.8 Break Even Point (BEP)

*Break Even Point* ialah titik impas di mana posisi jumlah pendapatan dan biaya sama atau seimbang sehingga tidak terdapat keuntungan ataupun kerugian dalam suatu perusahaan. BEP ini digunakan untuk menganalisis proyeksi sejauh mana jumlah unit yang diproduksi atau uang yang harus diterima untuk mendapatkan titik impas atau kembali modal.

##### Biaya Tetap (FC)

1 Depresiasi	Rp	185.366.066.763
2 Pajak Kekayaan	Rp	55.609.820.029
3 Asuransi	Rp	18.536.606.676
4 Ongkos-ongkos sewa	Rp	-
<b>TOTAL</b>	<b>Rp</b>	<b>259.512.493.468</b>

##### Biaya Semi Variabel Cost (SVC)

1 Buruh pabrik langsung	Rp	12.024.000.000
2 Plant over head cost	Rp	87.743.488.040
3 Pengawasan pabrik	Rp	2.104.200.000
4 General expenses	Rp	189.230.604.964
5 Laboratorium dan kontrol	Rp	1.803.600.000
6 Pemeliharaan dan perbaikan	Rp	111.219.640.058

7 Plant supplies	Rp	16.682.946.009
<b>TOTAL</b>	<b>Rp</b>	<b>420.808.479.071</b>
<b>Biaya Variabel Cost (VC)</b>		
1 Bahan baku	Rp	77.793.956.261
2 Utilitas	Rp	138.679.560.146
3 Pengemasan	Rp	-
<b>TOTAL</b>	<b>Rp</b>	<b>216.473.516.407</b>
Hasil Penjualan Produk =	Rp	1.887.799.943.946

BEP dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + 0.3 \text{ SVC}}{\text{S} - 0.7 \text{ SVC} - \text{VC}} \times 100\% = 28\%$$

Titik BEP terjadi pada kapasitas produksi = 0,28019 x 1546519943946 kWh  
= 433320001464 kWh/tahun  
dan 0,28019 x 341.280.000.000 kg  
= 95623370832 kg steam/tahun

**Tabel D.12 Data Untuk Membuat Grafik BEP**

Kapasitas	0%	100%
Biaya Tetap	Rp 259.512.493.468,05	Rp 259.512.493.468,05
Pengeluaran Total	Rp 385.755.037.189,29	Rp 896.794.488.946,15
Penjualan Total	Rp -	Rp 1.887.799.943.946,31

